

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM FOSFAT DARI BATUAN FOSFAT DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun Oleh :

Anja Ravita Yuna	121180011
Riza Halim Alamsyah	121180178

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

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM FOSFAT DARI BATUAN FOSFAT DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan kepada Program Studi Teknik Kimia S1
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta
guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar sarjana teknik kimia

Disusun Oleh :

Anja Ravita Yuna	121180011
Riza Halim Alamsyah	121180178

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

HALAMAN PENGESAHAN
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM FOSFAT DARI BATUAN FOSFAT DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Disusun Oleh :

Anja Ravita Yuna 121180011

Riza Halim Alamsyah 121180178

Yogyakarta, November 2020

**Disetujui untuk Program Studi Teknik Kimia,
Fakultas Teknik Industri,
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta**

Pembimbing 1

Pembimbing 2

Assoc. Prof.Dr. Y. Deddy Hermawan, ST, MT.

NIP. 19721022 202121 1 003

Dr. Adi Ilcham, ST., MT.

NIP. 1910608 202121 1 001

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi, dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 ton/tahun“. Skripsi ini disusun dan diajukan guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.

Dalam penulisan skripsi ini, penyusun mendapatkan bimbingan, dukungan serta bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Assoc. Prof.Dr. Y. Deddy Hermawan, ST, MT. selaku dosen pembimbing I dan Dr. Adi Ilcham, ST., MT. selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
2. Kedua orang tua atas segala doa dan dukungan baik moril maupun materil.
3. Semua Dosen dan Staf Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran ” Yogyakarta.
4. Semua 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, November 2022

Penyusun

INTISARI

Pabrik Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat dengan kapasitas 130.000 ton/tahun akan dibangun di Kawasan Industri JIPE Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 60.000 m². Bahan baku berupa Batuan Fosfat yang diperoleh dari Phosphate Resources Ltd, Australia dan Asam Sulfat dari PT. Petrokimia Gresik, Jawa Timur. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dan membutuhkan karyawan sebanyak 188 orang.

Reaksi pembuatan Asam Fosfat diawali dengan memasukkan Batuan Fosfat ke dalam Mixer (M-01) dan mencampurkannya dengan air. Setelah itu, mengumpukan slurry Batuan Fosfat dan Asam Sulfat ke dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 2 buah (R-01 dan R-02) melalui Heat Exchanger (HE-01) pada kondisi suhu reaktor 80 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini berlangsung eksotermis sehingga membutuhkan air sebagai pendingin untuk menjaga suhu operasi. Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran slurry Batuan Fosfat, Asam Sulfat, Hidrogen Florida, Gypsum, Asam Fosfat serta Air. Hidrogen Florida dengan fase gas tersebut dialirkan menuju Tangki penyimpanan (T-02). Sedangkan campuran fase cair dan padat selanjutnya masuk ke dalam Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF) untuk memisahkan Gypsum dari fase cair. Gypsum di simpan di Gudang (G-02) untuk di pack. Sedangkan campuran fase cair dialirkan menuju Evaporator (EV-01) untuk dikurangi kandungan airnya. Setelah itu, larutan dialirkan menuju tangki penyimpanan (T-03). Utilitas yang diperlukan pabrik Asam Fosfat adalah air yang dibeli dari PT. Kawasan Industri JIPE Gresik sebanyak 1.011.500.000 liter/tahun. Daya listrik sebesar 500 kW disuplai dari PLN dengan cadangan 1 buah generator sebesar 500 kW. Kebutuhan bahan bakar diesel untuk menggerakkan generator sebanyak 12.000 liter/tahun, bahan bakar fuel oil untuk boiler sebanyak 12.945.000 liter/tahun, dan udara tekan sebanyak 33,6 m³/jam.

Hasil evaluasi secara ekonomi Pabrik Asam Fosfat ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FC) sebesar US\$ 31.673.000 + Rp 777.652.000.000, Working Capital (WC) sebesar US\$ 8.410.000 atau Rp 124.764.873.000,00. Analisis ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 29,73% dan nilai ROI sesudah pajak adalah 23,78%. POT sebelum pajak adalah 2,5 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,9 tahun. Nilai BEP adalah 41%, nilai SDP adalah 16,22%, dan nilai DCFR adalah 35%. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi, pabrik Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat layak untuk dipertimbangkan.

Kata Kunci : Asam Fosfat, Asam Sulfat Hidrogen Florida, Gypsum, RATB

DAFTAR ISI

BAB I	PENDAHULUAN.....	1
I.1	Latar Belakang	1
I.2	Prospek Pasar	2
I.2.1	Data Ekspor - Impor	2
I.2.3	Sasaran Pasar	5
I.3	Tinjauan Pustaka.....	5
I.3.1	Tinjauan Berbagai Proses	5
I.3.2	Pemilihan Proses.....	10
I.3.3	Tinjauan Termodinamika.....	13
I.3.4	Tinjauan Kinetika	18
I.3.5	Pemilihan Reaktor.....	18
I.3.6	Utilitas.....	19
I.3.7	Spesifikasi Bahan Baku	19
I.3.8	Pengadaan dan Transportasi	22
I.3.9	Kemasan.....	22
I.3.10	Penyimpanan	22
BAB II	DESKRIPSI PROSES	23
II.1	Diagram Alir Kualitatif	23
II.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	24
II.3	Uraian Proses Singkat.....	25
II.4	Tata Letak.....	25
II.4.1	Tata Letak Pabrik.....	25
II.4.2	Tata Letak Pabrik dan Alat Proses.....	29
BAB III	NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	50
III.1	Neraca Massa	50
III.2	Neraca Panas.....	54
BAB IV	UTILITAS.....	59
IV.1	Kebutuhan Air.....	59
IV.2	Steam Jenuh	59

IV.3	Listrik	59
IV.4	Udara Tekan	60
IV.5	Penyediaan Bahan Bakar	62
IV.6	Spesifikasi Alat Utilitas	62
IV.7	Diagram Alir Utilitas.....	76
BAB V	MANAJEMEN PERUSAHAAN	81
V.1	Bentuk Badan Usaha.....	81
V.2	Struktur Organisasi Perusahaan	82
V.2.1	Karyawan <i>Non Shift</i>	84
V.2.2	Karyawan <i>Shift</i>	87
V.2.3	Buruh <i>Shift</i> Bagian Produksi.....	87
V.2.4	Buruh <i>Shift</i> Bagian Utilitas	88
V.3	Jaminan Sosial	90
BAB VI	EVALUASI EKONOMI.....	91
VI.1	Modal Investasi.....	91
VI.2	Biaya Produksi.....	92
VI.3	Harga Jual.....	93
VI.4	Analisa Keuntungan.....	93
VI.5	Analisa Kelayakan.....	93
BAB VII	KESIMPULAN.....	96
	DAFTAR PUSTAKA.....	97
	Lampiran	99

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Asam Fosfat di Indonesia.....	2
Tabel 1. 2 Data Impor Asam Fosfat di Indonesia	2
Tabel 1. 3 Tabel Daftar Perusahaan Asam Fosfat di Dunia	4
Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan Asam Sulfat di Dunia	4
Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan Batuan Fosfat di Dunia	5
Tabel 1. 6 Daftar Harga Bahan Proses Kering.....	10
Tabel 1. 7 Daftar Harga Bahan Proses Oksidasi dan Hidrasi	11
Tabel 1. 8 Daftar Harga Bahan Proses Basah	11
Tabel 1. 9 Matriks Pemilihan Proses.....	12
Tabel 1. 10 Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°).....	14
Tabel 1. 11 Konstanta Kapasitas Panas Dalam Berbagai Suhu	15
Tabel 1. 12. Komponen Batuan Fosfat.....	20
Tabel 3. 1 Neraca Massa Mixer (M-01).....	50
Tabel 3. 2 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	51
Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	52
Tabel 3. 4 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01).....	53
Tabel 3. 5 Neraca Panas Evaporator (EV-01).....	54
Tabel 3. 6 Neraca Panas Mixer (M-01).....	54
Tabel 3. 7 Neraca Panas Di Reaktor (R-01).....	55
Tabel 3. 8 Neraca Panas Di Reaktor (R-02).....	56
Tabel 3. 9 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01).....	57
Tabel 3. 10 Neraca Panas Evaporator (EV-01).....	57
Tabel 3. 11 Neraca Panas Heater (HE-01).....	58
Tabel 3. 12 Neraca Panas Cooler (C-01)	58
Tabel 3. 13 Neraca Panas Kondensor (CD-01).....	58
Tabel 4. 1 Data Karyawan <i>Shift</i>	87
Tabel 4. 2 Data Buruh <i>Shift</i> Bagian Produksi	87
Tabel 4. 3 Data Buruh <i>Shift</i> Bagian Utilitas.....	88

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Hubungan Tahun dengan Data Impor Asam Fosfat	3
Gambar 1. 2 Entalpi Reaksi	14
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif	23
Gambar 2. 2 Diagram Alir Kuantitatif	24
Gambar 2. 3 Rencana Pemilihan Lokasi Pabrik di Gresik	27
Gambar 2. 4 Tata letak Pabrik	30
Gambar 2. 5 Tata Letak Alat Proses	32
Gambar 3. 1 Skema Penyedia Udara Tekan	61
Gambar 3. 2 Diagram Alir Utilitas	76
Gambar 3. 3 Diagram Alir Distribusi Udara Tekan	77
Gambar 3. 4 Diagram Alir Distribusi Penggunaan Listrik	78
Gambar 3. 5 Diagram Alir Distribusi Steam	79
Gambar 3. 6 Diagram Alir Distribusi Air Pendingin	80



BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara agraris dengan hasil pertanian dan perkebunan yang melimpah. Selain itu, jumlah penduduknya yang sangat besar memicu besarnya kebutuhan akan pangan, sandang maupun papan. Untuk memenuhi berbagai aspek tersebut, perlu ditingkatkannya produksi hasil pertanian dan perkebunan yang ada di Indonesia. Untuk meningkatkan produksi hasil pertanian, diperlukan perluasan lahan pertanian, dan hal ini berdampak pada peningkatan kebutuhan pupuk sebagai nutrisi bagi pertumbuhan dan perkembangan tanaman.

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam sistem pertanian, terutama pada keadaan tanahnya, pemberian pupuk pada tanah dimaksudkan untuk melengkapi persediaan *nutrient*nya. Peningkatan akan kebutuhan pupuk maka akan meningkatkan kebutuhan asam fosfat, yang dimana asam fosfat merupakan salah satu bahan baku pembuatan pupuk fosfat. Salah satu fungsi dari pupuk fosfat bagi tanaman adalah memacu pertumbuhan akar dan pembentukan sistem perakaran serta memacu pertumbuhan generatif tanaman.

Cara memproduksi asam fosfat ada berbagai macam proses, proses yang sering dipakai dikalangan industri ialah dengan mereaksikan batuan fosfat dengan asam sulfat. Hasil dari reaksi tersebut berupa asam fosfat, gipsum dan juga asam fluorofilik. Proses tersebut disebut juga sebagai proses basah. Proses ini, dianggap paling efisien dalam pembuatan asam fosfat.

Selain digunakan untuk industri pupuk, asam fosfat juga digunakan dalam industri tekstil, industri farmasi, industri gelas, dan industri ester organik. Tetapi sampai saat ini Indonesia masih mengimpor asam fosfat dari luar negeri untuk mencukupi kebutuhan asam fosfat dalam negeri, hal ini dikarenakan produksi asam fosfat dalam negeri masih belum cukup untuk



memenuhi kebutuhan asam fosfat di Indonesia. Harga asam fosfat yang diimpor pun semakin mahal. Maka dari itu, untuk mengatasi masalah yang ada, perlu didirikan pabrik asam fosfat di Indonesia. Dengan pendirian pabrik asam fosfat, diharapkan mampu mencukupi kebutuhan asam fosfat di Indonesia dan juga dapat membuka lapangan kerja baru di Indonesia

I.2 Prospek Pasar

I.2.1 Data Ekspor - Impor

Melihat kebutuhan dari Asam Fosfat yang semakin banyak maka diperkirakan kebutuhan Asam Fosfat di dalam negeri akan semakin meningkat. Data impor- ekspor produk Asam Fosfat dari Badan Pusat Statistik (BPS) disajikan pada tabel berikut :

Tabel 1. 1 Data Ekspor Asam Fosfat di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2016	0,84
2017	0,460
2018	0,457
2019	0,01
2020	69,700

(Sumber : Badan Pusat Statistik)

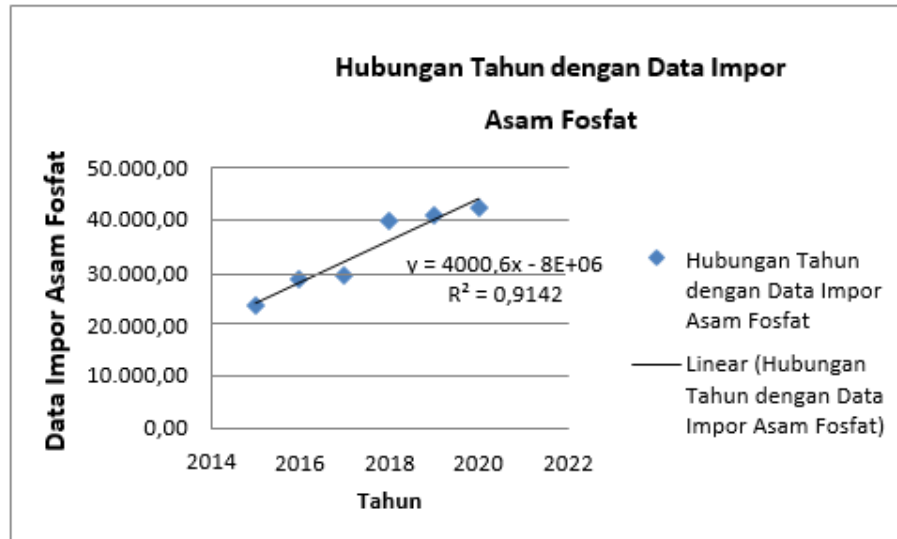
Tabel 1. 2 Data Impor Asam Fosfat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2015	23.496,41
2016	28.638,00
2017	29.321,81
2018	39.771,42
2019	40.804,41
2020	42.110,77

(Sumber : Badan Pusat Statistik)



Berdasarkan data ekspor-impor yang tertera pada tabel 1.1. dan 1.2, dapat digunakan sebagai acuan ialah data impor, dari data impor diperoleh grafik dan persamaan garis tentang data impor asam fosfat di Indonesia, yang tertera pada gambar 1.1 mengenai hubungan tahun dengan data impor asam fosfat.



Gambar 1. 1 Grafik Hubungan Tahun dengan Data Impor Asam Fosfat

Dari gambar 1.1 mengenai grafik hubungan tahun dengan data impor asam fosfat diperoleh persamaan garis untuk menghitung kebutuhan impor asam fosfat di Indonesia pada tahun 2031 sebagai berikut:

$$Y = 4000,6x - 8000000$$

Dimana : y = Jumlah kebutuhan asam fosfat pada tahun ke-n

(ton/tahun) x = tahun ke-n (tahun)

$$\begin{aligned} \text{Maka : Y pada tahun 2031} &= (4000,6 \times 2031) - 8000000 \\ &= 125.219 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dengan demikian, kapasitas pabrik yang diperlukan untuk memenuhi kebutuhan asam fosfat dalam negeri ialah selisih antara kebutuhan pada tahun 2031 dengan kapasitas pabrik asam fosfat yang ada di Indonesia. Sehingga, kapasitas pabrik yang akan di dirikan sebesar 130.000 ton/tahun.

Pendirian pabrik Asam Fosfat ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan Asam Fosfat di dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor dan biaya bahan impor, sekaligus membuka peluang untuk mengekspor produk Asam Fosfat ke luar negeri. Yang dapat dilihat pada tabel 1.3 mengenai daftar



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

perusahaan yang memproduksi asam fosfat di Dunia.

Tabel 1. 3 Tabel Daftar Perusahaan Asam Fosfat di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Southern Petrochemical Industries Corporation	India	58.800
Rashtriya Chemicals & Fertilizers Ltd	India	30.000
Jiangsu Bohan Industry Trade Co., Ltd	China	10.000
Zibo Qingxin Chemicals Co., Ltd	China	100.000
Albright & Wilson Ltd	Amerika	155.000
PT. Petrokimia Gresik	Indonesia	400.000
PT. Pupuk Kaltim	Indonesia	200.000
PT. Petro Jordan Abadi	Indonesia	200.000
Jordan Phosphate Mines Ltd	Jordania	200.000

Sumber : <http://www.market.com/>

Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan Asam Sulfat di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Petrokimia Gresik	Indonesia	1.170.000
PT. Indonesia Acid Industry	Indonesia	82.500
PT. Liku Telaga	Indonesia	325.000
PT. Aktif Indonesia Indah	Indonesia	15.000
PT. Budi Acid Jaya	Indonesia	60.000
Agip Petroli Spa Ltd	Italia	178.850
PT. Indonesia Barat Rayon	Indonesia	91.250
Asahi Kasei Chemical Ltd	Jepang	73.000
Kazzinc Ltd	Kazakhstan	326.675



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Qatar Acids Company Ltd	Qatar	10.950
ZAO Karabashmed Ltd	Rusia	416.100
Petro Peru Ltd	Peru	167.900
JSC Naftan Company Ltd	Belarusia	167.170

Sumber : <http://www.sulphuric-acid.com/>

Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan Batuan Fosfat di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
China Phosphate Mines Ltd	China	85.000.000
Phosphate Resources Ltd	Australia	700.000
Jordan Phosphate Mines Ltd	Jordania	600.000

<https://www.usgs.gov>

I.2.3 Sasaran Pasar

Hasil produksi dari pabrik ini terutama ditujukan pada Industri Pupuk, seperti PT. Petrokimia Gresik, karena asam fosfat digunakan sebagai bahan baku produksi pupuk seperti pupuk SP (*Super Phosphat*), TSP (*Triple Super Phosphat*), dll. Asam fosfat tidak hanya digunakan pada industri pupuk namun juga pada industri lainnya seperti industri tekstil, industri gelas, industri sabun, industri makanan, industri ester organik, serta industri minyak goreng.

I.3 Tinjauan Pustaka

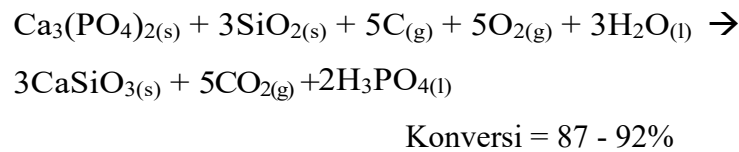
I.3.1 Tinjauan Berbagai Proses

Asam Fosfat dapat diproduksi melalui 3 cara sebagai berikut :

1. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dengan tanur listrik (Proses Kering)



Metode dari batuan fosfat dengan tanur listrik menghasilkan asam fosfat terjadi menurut reaksi sebagai berikut:



Proses dengan tanur listrik, batuan fosfat berubah menjadi unsur fosfor akibat dari aksi kokas dan panas dari pasir. Oksidasi berikutnya oleh udara menjadi fosforpentaoksida diikuti dengan hidrasi menjadi asam fosfat.

Batuan fosfat dimasukan kedalam oven sintering, kemudian bahan baku diubah ukurannya dan yang halus diumpankan lagi ke oven sintering. Kokas dan pasir ditambahkan dengan ratio yang dikontrol secara tertentu. Kemudian campurannya diumpankan ke dalam tanur listrik dengan suhu operasi 1315°C dan tekanan 1 atm. Di dalam tanur tersebut terdapat tiga elektroda karbon. Karena batuan fosfat biasanya mengandung fluorida sebagai impurities, kalsium florida, fluosilikat, dan silicon tetraflorida juga terbentuk. Slag (paling banyak kalsium silikat) dari tanur biasanya diambil secara berkala dan setelah itu dihancurkan dan apabila sudah terkumpul digunakan untuk pembuatan jalan. Ferrofosfor (hasil dari impurities besi) keluar bersama dengan slag. Jumlah dari material yang dibuat mungkin meningkat dengan menambahkan besi ke dalam tanur listrik tersebut. Ferrofosfor dipisahkan dari slagnya dan dijual.

Gas dari tanur, fosfor dan karbon monoksida dihembuskan oleh fan. Dalam step pertama udara dihembuskan kebawah oleh fan. Step kedua adalah metode pembentukan fosfor. Dua aliran (reaksi gas dan udara) tercampur didalam cerobong asap pada temperatur yang cukup untuk membakar fosfor menjadi fosfor pentaoksida (P_2O_5), dan karbonmonoksida menjadi karbondioksida. Kemudian gas tersebut dialirkan kedalam suatu menara berisi bahan isian yang menyembrotkan air (membentuk kabut asam fosfat) kemudian



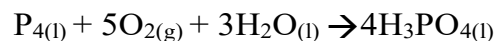
dilewatkan ke elektrostatis presipitator untuk menghilangkan asam fosfat yang masih terkandung.

Asam fosfat mentah (85%) biasanya dimurnikan dengan reaksi hidrogen sulfida. Dalam kondisi tertentu, asam fosfat mungkin dimurnikan lebih lanjut dengan menambahkan asam sulfur untuk menghilangkan kalsium garam dan juga menghalangi reaksi korosif dari asam fosfat. Residu asam hidrofluorid dihilangkan dengan menambahkan bubuk silika halus. Langkah pemurnian ini biasanya sebelum langkah penghilangan arsenik. Ekses silika, kalsium sulfat, arsenic trisulfida dan material tersuspensi dihilangkan dengan melewatkan asam tersebut ke saringan pasir.

(Faith Keyes, 1975)

2. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dengan oksidasi dan hidrasi

Metode dari fosfor dengan oksidasi dan hidrasi menghasilkan asam fosfat terjadi menurut reaksi sebagai berikut:



$$\text{Konversi} = 94 - 97\%$$

Unsur fosfor sering dikonversi menjadi asam fosfat di beberapa tempat berbeda dibandingkan dengan tempat produksi aslinya. Konversinya melibatkan oksidasi fosfor cair menjadi fosfor pentaoksida dan dilanjutkan dengan hidrasi dari oksida menjadi asam fosfat.

Fosfor cair disemprotkan ke chamber pembakaran bersamaan dengan udara dan steam. Temperature pembakaran mencapai 1980°C dan tekanan operasi sebesar 1 atm. Desain chamber bervariasi dari satu *plant* ke yang lain, tetapi material konstruksinya biasanya terbuat dari bahan khusus yang dapat melindungi dari korosif asam, struktur karbon, dan stainless steel. Chamber yang berbentuk horizontal dan vertical keduanya digunakan dalam industri. Dalam beberapa kasus asam metafosfat terbentuk dan turun kebawah bagian dari chamber.



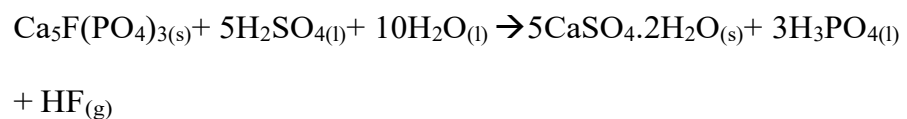
Gas hasil pembakaran keluar chamber (P_2O_5 , steam, nitrogen, dan sejumlah oksigen) dicampur dengan cara menyemprotkan asam fosfat encer dalam menara hidrasi. Biasanya produk berkisar dari 75 – 85% asam fosfat. Beberapa kabut asam keluar dari menara hidrasi dan kabut asam ini harus ditanggulangi dengan cara yang sesuai, seperti menara dengan bahan isian atau elektrostatik precipitator. Dan dalam proses ini dikombinasikan dengan scrubber siklon dan filter glass-wood.

(Faith Keyes, 1975)

3. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dan asam sulfat (proses basah)

Metode dari batuan fosfat dan asam sulfat (proses basah)

menghasilkan asam fosfat terjadi menurut reaksi sebagai berikut:



Konversi = 95%

Pembuatan asam fosfat dengan proses basah sesuai reaksi tersebut diatas. Hasil dari asam fosfat dipisahkan dari gypsumnya dengan cara filtrasi dan dipekatkan dengan evaporator.

Batuan fosfat diumpankan ke dalam ball mill khusus yang dimana asam fosfat encer juga diumpankan dan mengasilkan bentuk berupa filtrat. Slurry diumpankan kedalam sebuah atau multiple tangki, dimana tangki ini berfungsi sebagai tempat untuk mereaksikan asam sulfat encer dengan batuan fosfat yang cukup untuk yield 55% larutan asam sulfat. Dalam operasi tersebut sama-sama dijaga pengadukan yang bertenaga dengan propeller atau turbin. Panas reaksi dihilangkan dengan menghembuskan udara kedalam reaksinya atau flash evaporasi dengan tekanan vacuum. Dalam kedua kasus tersebut uap air dan gas impuritis dibawa ke absorber, dimana asam fluosilikat (H_2SiF_6) ditangkap dengan menyemprotkan air ke gasnya.



Biasanya pembentukan asam dari slurry membutuhkan 4-8 jam pada suhu 75-80°C dan pada tekanan atmosferis. Tujuan dari pengadukan (untuk waktu reaksi yang seragam) dan temperatur yang rendah adalah agar mudah disaringnya dan kristal kalsium sulfat (gypsum) mudah dicuci. Jika temperaturnya terlalu tinggi, akan terbentuk anhidrat, kemudian hidrat, dan menyumbat pipa.

Slurry dari reaktor dilewatkan ke horizontal, rotary, tittling-pan-type vacuum filter. Dimana asam fosfat (30 – 35% P_2O_5) dihilangkan dari cakenya. Kebanyakan industri menggunakan tittling-pan filter karena cairan dari berbagai level pencucian bisa dipisahkan. Kain polipropilen sangat bagus untuk filter medium. Pencucian cake gypsum berbentuk slurry dengan air limbah ke settling pond dan air dari settling pond dipompa lagi ke proses.

Filtrate asam kemudian di evaporasi menjadi konsentrasi yang ditentukan, biasanya 54% P_2O_5 . Force-circulation evaporator dengan heat exchanger yang berada diluar adalah evaporator yang paling banyak digunakan dalam industri. Komponen fluorine diambil dari kondensat flash chamber. Submerged-combustion evaporator juga biasa digunakan, tetapi scrubber dengan efisiensi yang tinggi dibutuhkan untuk mengambil gelembung P_2O_5 .

Melihat dari prosesnya, material anti korosif harus digunakan dalam membangun konstruksinya. Material yang paling banyak digunakan adalah campuran carbon atau nickel untuk evaporator heat exchanger; rubber atau carbon brick. untuk lapisan reaktor; dan polyester fiber glass dalam pipa, saluran pipa, dan pipa-pipa kecil.

Asam fosfat bisa diubah menjadi asam pyrofosfat ($H_4P_2O_7$) dan asam metafosfat (HPO_3) dengan cara pemanasan. Asam pyrofosfat terbetuk pada suhu 260°C.

(Faith Keyes,1975)



I.3.2 Pemilihan Proses

Untuk penyusunan potensial ekonomi (PE) digunakan persamaan: $PE = \text{Harga produk} - \text{Biaya bahan baku}$.

Smith, (1995)

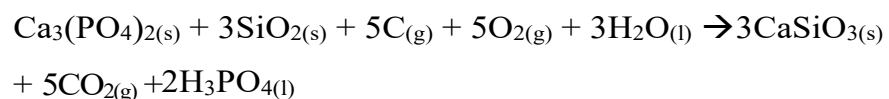
1. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dengan tanur listrik (Proses Kering)

Tabel 1. 6 Daftar Harga Bahan Proses Kering

Bahan dan Produk	Berat Molekul (kg/kgmol)	Harga (US\$/kg)*
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	308	0,75
SiO_2	60	2,01
C	12	1,00
O_2	32	1,00
H_2O	18	1,05
CaSiO_3	116	0,20
CO_2	44	1,40
H_3PO_4	98	1,50

*Sumber : <http://www.alibaba.com/>

Persamaan Reaksi:



$$EP = [3(\text{BM CaSiO}_3 \times \text{Harga}) + 5(\text{BM CO}_2 \times \text{Harga}) + 2(\text{BM H}_3\text{PO}_4 \times \text{Harga})] - [(\text{BM Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \times \text{Harga}) + 3(\text{BM SiO}_2 \times \text{Harga}) + 5(\text{BM C} \times \text{Harga}) + 5(\text{BM O}_2 \times \text{Harga}) + 3(\text{BM H}_2\text{O} \times \text{Harga})]$$

$$\begin{aligned} &= [3(116 \times 0,20) + 5(44 \times 1,40) + 2(98 \times 1,50)] - [(308 \times 0,75) + 3(60 \times 2,01) + 5(12 \times 1,00) + 5(32 \times 1,00) + 3(18 \times 1,05)] \\ &= \text{US\$-193.9/kgmol} \end{aligned}$$

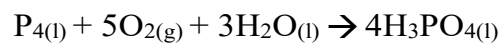


Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

2. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dengan oksidasi dan hidrasi
Tabel 1. 7 Daftar Harga Bahan Proses Oksidasi dan Hidrasi

Bahan dan Produk	Berat Molekul (kg/kgmol)	Harga (US\$/kg)*
P ₄	124	5,00
O ₂	32	1,00
H ₂ O	18	1,05
H ₃ PO ₄	98	1,50

Persamaan Reaksi:



$$\begin{aligned} E_p &= [4(98 \times 1,50)] - [(124 \times 5,00) + 5(32 \times 1,00) \\ &\quad + 3(18 \times 1,05)] \\ &= \text{US} -248,7/\text{Kgmol} \end{aligned}$$

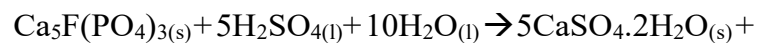
3. Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dan asam sulfat
(proses basah)

Tabel 1. 8 Daftar Harga Bahan Proses Basah

Bahan dan Produk	Berat Molekul (kg/kgmol)	Harga (US\$/kg)*
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504	0,25
H ₂ SO ₄	94	0,40
H ₂ O	18	0,29
CaSO ₄ .2H ₂ O	172	0,01
HF	20	1,80
H ₃ PO ₄	98	2,20

*Sumber : <http://www.Alibaba.com>

Persamaan Reaksi:



$$3\text{H}_3\text{PO}_{4(l)} + \text{HF}_{(g)} \quad E_p = [5(172 \times 0,01) + (20 \times 1,80) + 3(98 \times 2,20)] - [(504 \times 0,25) + 5(98 \times 0,40) + 10(18 \times 0,29)]$$

$$= \text{US} 317,20/\text{Kgmol}$$



4. Matriks pemilihan Proses

Segi teknis ditinjau dengan membandingkan kondisi operasi antara beberapa proses kemudian dilakukan penilaian terhadap spesifikasi masing-masing reaksi dengan kriteria penilaian sebagai berikut :

Tabel 1. 9 Matriks Pemilihan Proses

No	Keadaan	Proses Kering	Proses Oksidasi dan Hidrasi	Proses Basah
1.	Fasa	Padat-gas ***	Cair-gas ***	Padat-cair ***
2.	Reaktor	Furnace listrik *	Furnace *	RATB ***
3.	Kondisi Operasi Suhu	T= 1315°C *	T = 1980°C *	T = 75-80°C ***
4.	Kondisi Operasi Tekanan	P= 1 atm ***	P= 1 atm ***	P= 1 atm ***
5.	Tipe reaksi	Endotermis **	Eksotermis ***	Eksotermis ***
6.	Konversi	87-92% **	94-97% ***	95% ***
7.	Potensial Ekonomi	US-193,9/kgmol *	US-248,7/Kgmol *	US 317,2/Kgmol ***
8.	Hasil samping	CaSiO ₃ **	- ***	HF & Gypsum **
Total		15	18	23

Keterangan : (*) = kurang
(**) = sedang
(***) = baik

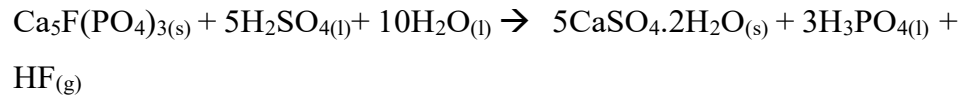
Berdasarkan uraian diatas, maka proses yang akan dipilih pada pembuatan asam fosfat adalah secara proses basah (*wet process*) dengan pertimbangan reaksi fasa cair, dengan yield yang



cukup besar serta produk samping berupa HF dan Gypsum yang berpotensi memiliki nilai jual yang cukup.

I.3.3 Tinjauan Termodinamika

Reaksi dilakukan pada suhu 80 °C dan tekanan 1 atm.



Menghitung ΔG°_{298} :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{298} &= \Delta G^\circ_{298} \text{ produk} - \Delta G^\circ_{298} \text{ reaktan} \\ &= (3 \cdot \Delta G^\circ_{298} \text{ H}_3\text{PO}_4 + \Delta G^\circ_{298} \text{ HF} + 5 \cdot \Delta G^\circ_{298} \text{ CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}) - \\ &\quad (\Delta G^\circ_{298} \text{ Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3 + 5 \cdot \Delta G^\circ_{298} \text{ H}_2\text{SO}_4 + 10 \cdot \Delta G^\circ_{298} \text{ H}_2\text{O}) \\ &= [(3 \cdot (-1.111,69) + (-273,21) + 5 \cdot (-1.797,45)) - \\ &\quad ((-6491,475) + 5 \cdot (-690,08) + 10 \cdot (-237,19))] \text{ kJ/mol} \\ &= -281,755 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Menghitung K_{298} :

$$\ln K = \frac{-\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

Dimana:

R: Konstanta tetapan Gas Ideal (J/mol.K)

T: Suhu (K)

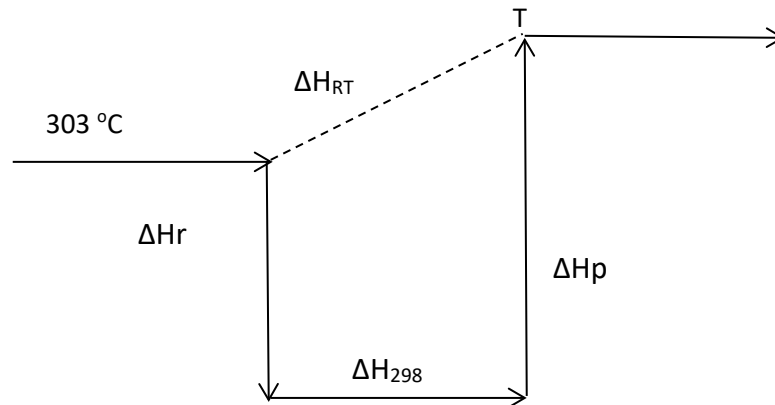
$$\Delta G^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp(-\Delta G^\circ / RT)$$

$$= \exp[(-(-281,755 \text{ kJ/mol}) / (8314 \text{ J/mol.K} \cdot 298 \text{ K}))]$$



$$= 1,000113$$



Gambar 1. 2 Entalpi Reaksi

Menghitung ΔH_{298} :

Tabel 1. 10 Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

Senyawa	$\Delta H_f^\circ (298) \text{ (Kj/mol)}$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	-13.799,7
H_2SO_4	-814
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-1434,5
H_3PO_4	-1288
HF	-273,3
H_2O	-241,82

(Perry, handbook of chemical engineer)

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

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ (5\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(s)} + 3\text{H}_3\text{PO}_{4(l)} + \text{HF}_{(g)}) - \Delta H^\circ$$

$$(\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3_{(s)} + 5\text{H}_2\text{SO}_{4(l)} + 10\text{H}_2\text{O}_{(l)})$$

$$= (-1.434,5 \times 10) + (-1.288 \times 3) + (-273,3) -$$

$$(-13799,7) + (-814 \times 10) + (-241,82 \times 20) \text{ kj/kmol}$$

$$= 4156,5 \text{ kj/kmol}$$



Menghitung ΔH_{RT}

Tabel 1. 11 Konstanta Kapasitas Panas Dalam Berbagai Suhu

Komponen	A	B	C	D
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	754,74	0	0	0
H_2SO_4	26,004	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06
H_2O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	186,732	0	0	0
HF	29,085	9,6118E-04	-4,4705E-06	6,7830E-09
H_3PO_4	5,52E-02	3,01E-01	-9,5194E-02	4,231E-02

Keterangan: A, B, C (J/mol.K)

Dengan persamaan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$

(Carl.L.Yaws, 2005)

maka:

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{r_{298}} + \int_{298}^T (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\Delta\alpha = ((186,732 \times 10) + (55,209 \times 6) + (29,085 \times 2)) - ((754,74) + (26,004 \times 10) +$$

$$(92,053 \times 20))$$

$$= -599,096 \text{ J/mol}$$

$$\Delta\beta = ((0,00301 \times 6) + (0,0009 \times 2)) - ((0,703 \times 10) + (-0,04 \times 20))$$

$$= -6,05 \text{ J/mol}$$

$$\Delta\gamma = ((-0,095194 \times 6) + (-0,0000044705 \times 2)) - ((-0,0013856 \times 10) +$$

$$(-0,00021103 \times 20))$$



$$= -0,566 \text{ J/mol}$$

$$\Delta\delta = ((0,04231 \times 6) + (0,0000000067830 \times 2)) - ((0,0000010342 \times 10) + (0,00000053469 \times 20))$$

$$= 0,254 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{RT} = 4156,5 + (-599,096 (T-298)) + (-6,05 (T^2-298^2)/2) +$$

$$(-0,566 (T^3-298^3)/3) + (0,254 (T^4-298^4)/4)$$

$$\Delta H_{RT} = 4156,5 + (178530,608 - 599,096 T) + (902 - 6,05T^2/2)$$

$$+ (56,2 - 0,566 T^3/3) + (-18,9 + 0,254T^4/4)$$

$$\Delta H_{RT} = 183000 - 599,096T - 3,03T^2 + 0,189T^3 - 0,0635T^4$$

Mencari ΔH_{R303}

$$\Delta H_{RT} = 183000 - 599,096T - 3,03T^2 + 0,189T^3 - 0,0635T^4$$

$$\Delta H_{R303} = 183000 - 599,096(303) - 3,03(303)^2 - 0,189(303)^3 + 0,0635(303)^4$$

$$\Delta H_{R303} = -5,39 \times 10^8 \text{ kJ/mol}$$

Mencari ΔH_{R353}

$$\Delta H_{RT} = 183000 - 599,096T - 3,03T^2 + 0,189T^3 - 0,0635T^4$$

$$\Delta H_{R353} = 183000 - 599,096(353) - 3,03(353)^2 - 0,189(353)^3 + 0,0635(353)^4$$

$$\Delta H_{R353} = -9,93 \times 10^8 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_T = \Delta H_{R303} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{R353}$$

$$= (-5,39 \times 10^8) + 4156,5 + (-9,93 \times 10^8)$$

$$= -1,53 \times 10^9 \text{ kJ/mol}$$



Berdasarkan perhitungan diatas dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan eksotermis.

Mencari K_{353} menggunakan persamaan Van't Hoff:

$$d(\ln K) = \frac{\Delta H^{\circ}_r}{RT^2} dT$$

$$\ln \frac{K_{298}}{K_{353}} = \frac{\Delta H^{\circ}_r}{R} \left(\frac{1}{T_{298}} - \frac{1}{T_{353}} \right)$$

$$\ln 1,000227 - \ln K_{353} = \frac{-1,53 \times 10^9}{8314} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{353} \right)$$

$$\ln K_{353} = 96,4$$

Persamaan Energi Gibbs:

$$\Delta G^{\circ}_{353} = -RT \ln K_{353}$$

$$\Delta G^{\circ}_{353} = -(8.314)(353)(96,4)$$

$$\Delta G^{\circ}_{353} = -2,83 \times 10^8 \text{ kJ/mol}$$

ΔG : $\Delta G < 0$ kJoule/mol $\rightarrow$ sangat layak berlangsung

$0 < \Delta G < 50$ kJoule/mol $\rightarrow$ layak berlangsung

$\Delta G > 50$ kJoule/mol $\rightarrow$ tidak layak berlangsung

(Carl.L.Yaws, 1999)

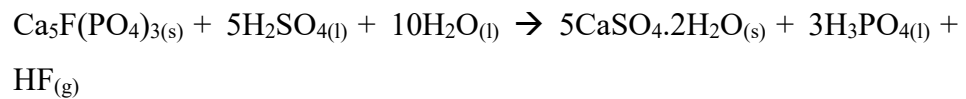
ΔG_{353} bernilai $-2,83 \times 10^8$ kJ/mol, sehingga reaksi sangat layak berlangsung dan reaksi berlangsung secara spontan.



I.3.4 Tinjauan Kinetika

Kinetika berhubungan erat dengan kecepatan reaksi kimia. Konsentrasi, suhu dan tekanan sangat berpengaruh pada konstanta kecepatan reaksi maupun pada kecepatan reaksi.

Reaksi yang terjadi pada pembuatan asam fosfat:



Diketahui :

$$\text{Konversi} = 95\% = 0,95$$

$$F_{\text{Ao}} = \frac{\text{Massa Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3}{\text{BM Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3} = \frac{25192,099}{504,31} = 49,9536 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} = 49953,6 \frac{\text{mol}}{\text{jam}}$$

$$C_{\text{Ao}} = 1,0478 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

$$C_{\text{Bo}} = 5,1905 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

$$M = \frac{C_{\text{Bo}}}{C_{\text{Ao}}}$$

$$M = \frac{5,1905}{1,0478}$$

$$M = 4,954$$

$$k = \frac{XA}{t \cdot C_{\text{Ao}} \cdot (1 - XA)(M - 5XA)}$$

$$k = \frac{0,95}{4 \times 1,0478 \times (1 - 0,95)(4,954 - 5 \times 0,95)}$$

$$k = 22,2303 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}}$$

I.3.5 Pemilihan Reaktor

Sesuai dengan proses yang dipilih, yaitu Pembuatan asam fosfat dari batuan fosfat dan asam sulfat (proses basah) maka dipilih Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) karena reaksi yang terjadi dalam



fasa padat-cair (slurry). karena reaksi bersifat eksotermis sehingga membutuhkan pendingin.

I.3.6 Utilitas

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit yang bertugas menyediakan sarana penunjang proses produksi. Unit ini keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam rancangan suatu pabrik. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas pabrik asam fosfat kapasitas produksi 130.000 ton/tahun ini meliputi pengolahan air, pembuatan *steam*, pengadaan listrik, penyediaan udara tekan, penyediaan dewatering dan penyediaan bahan bakar. Utilitas dari pabrik asam fosfat sangat mudah diperoleh karena pabrik ini akan didirikan di kawasan Industri.

I.3.7 Spesifikasi Bahan Baku

1. Bahan Baku

- **Batuan fosfat**

Rumus Molekul	: $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$
Wujud	: Padatan
Berat Molekul	: 504 kg/kmol
Densitas	: 3,2 g/cm ³
Viskositas	: 1000 cp
Titik Didih	: 3160°C
Titik Lebur	: 1700°C
Penanganan Bahan	: Simpan di dalam gudang penyimpanan dengan suhu ruang yang terjaga, gunakan sarung tangan dan alat perlindungan diri bila berkontak langsung



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Tabel 1. 12. Komponen Batuan Fosfat

Komponen	% Berat
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	87,8
SiO_2	8
Fe_2O_3	1
H_2O	0,5
K_2O	0,3
MgO	0,4
Al_2O_3	2
Total	100

(Arsip PT. Petrokimia Gresik)

- **Asam Sulfat**

Rumus Molekul	: H_2SO_4
Fase (1 atm)	: Cair
Berat Molekul	: 98 kg/kmol
Densitas	: $1,834 \text{ g/cm}^3$
Kemurnian	: 98%
Titik Didih	: 290°C
Titik Leleh	: $10,4^\circ\text{C}$
Penanganan Bahan	: Menyimpan pada tempat yang dingin, kering, dan mempunyai ventilasi yang baik. Letakkan jauh dengan material yang tidak cocok.

2. Produk

- **Asam Fosfat**

Rumus Molekul	: H_3PO_4
Fase (1 atm)	: Cair
Berat Molekul	: 98 kg/kmol
Densitas	: $1,84 \text{ g/cm}^3$



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Kemurnian	: 85%
Titik Didih	: 158°C
Titik Lebur	: 41°C
Penanganan Bahan	: Simpan dengan asam lainnya, kecuali asam nitrat. Simpan di tempat asam khusus dan jauh dari sumber air.

- **Hidrogen Florida**

Rumus Molekul	: HF
Fase (1 atm)	: Gas
Berat Molekul	: 20 kg/kmol
Densitas	: 1,0005 g/cm ³
Titik Didih	: 20°C
Titik Beku	: -83°C
Penanganan Bahan	: Tidak boleh disimpan dengan wadah yang mengakibatkan korosi. Wadah harus disimpan dengan posisi Horizontal. Simpan wadah dengan suhu dibawah 50°C.

- **Gypsum**

Rumus Molekul	: CaSO ₄ .2H ₂ O
Fase (1 atm)	: Padat
Berat Molekul	: 172 kg/kmol
Penanganan Bahan	: Produk harus tetap kerung dan jauh dari kelembaban.



I.3.8 Pengadaan dan Transportasi

Bahan baku pabrik asam fosfat adalah batuan fosfat yang didapat dari Phosphate Resources Ltd dan Asam Sulfat dari PT. Petrokimia Gresik Tbk.

Sarana transportasi dan pengangkutan di Gresik cukup tersedia, baik darat maupun laut, sehingga memudahkan dalam pendistribusian bahan baku dan produk melalui jalur darat dan jalur laut. Pemasaran untuk kebutuhan di pulau Jawa, pulau Sumatra, dan pulau Bali dapat dilakukan menggunakan truk melalui jalur darat yang kemudian di lanjutkan dengan menyebrang ke pulau Sumatra atau pulau Bali dengan kapal laut. Sedangkan untuk pulau lainnya dan untuk ekspor ke negara lain maka langsung menggunakan jalur laut melalui pelabuhan Gresik atau pelabuhan Surabaya.

I.3.9 Kemasan

Asam fosfat dengan fase cair kemurnian 85% disimpan dalam tangki, serta dipasarkan menggunakan jaringan pemipaan untuk daerah Jawa Timur dan sekitarnya serta menggunakan truk untuk daerah lainnya.

I.3.10 Penyimpanan

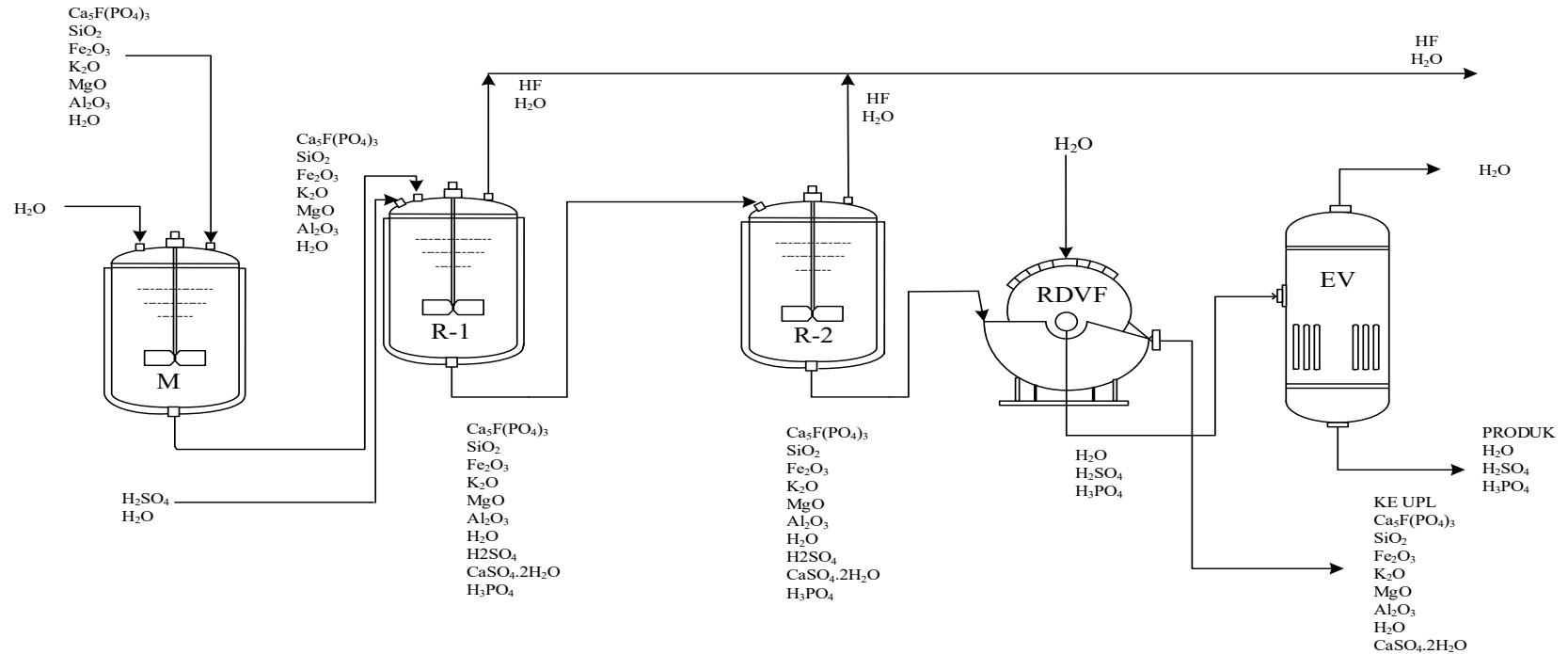
Batuan fosfat disimpan dalam fase padat di dalam gudang dan asam sulfat dalam fase cair di dalam tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C. sedangkan produk asam fosfat pada fase cair disimpan di dalam tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 35°C.



BAB II

DESKRIPSI PROSES

II.1 Diagram Alir Kualitatif



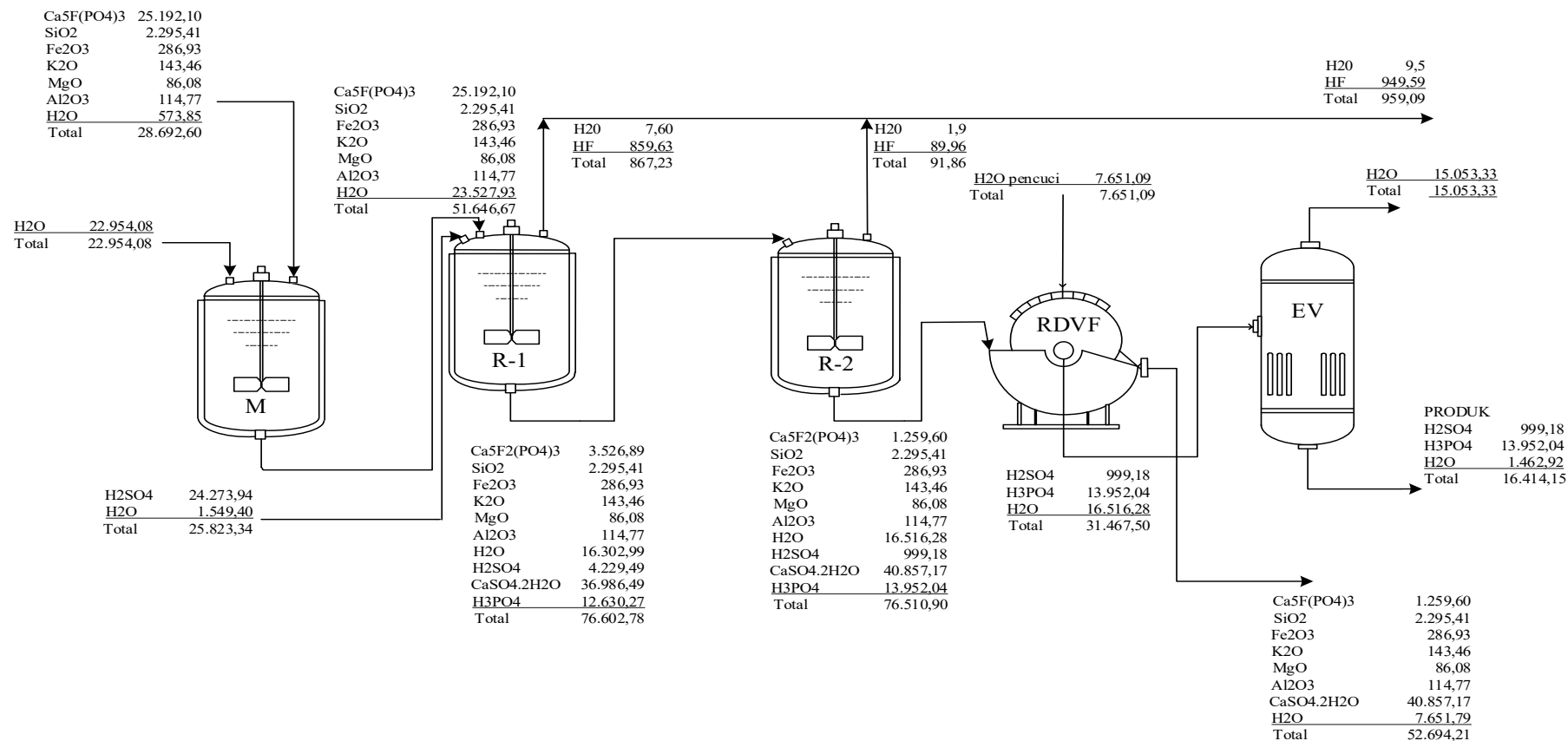
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif

*Keterangan lebih jelas ada pada lampiran PEFD



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

II.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2. 2 Diagram Alir Kuantitatif

*Keterangan lebih jelas ada pada lampiran PEFD



II.3 Uraian Proses Singkat

Reaksi pembuatan Asam Fosfat diawali dengan memasukkan Batuan Fosfat ke dalam Mixer (M-01) dan mencampurkannya dengan air serta dipanaskan hingga suhu 80°C. Setelah itu, mengumpankan slurry Batuan Fosfat dan Asam Sulfat melalui Heat Exchanger (HE-01) pada kondisi suhu reaktor 80°C, tekanan 1 atm ke dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 2 buah (R-01 dan R-02) dengan konversi 86% dan 95%. Reaksi ini berlangsung eksotermis sehingga membutuhkan air sebagai pendingin untuk menjaga suhu operasi. Produk yang keluar dari reaktor berupa campuran Batuan Fosfat, Asam Sulfat, Hidrogen Florida, Gypsum, dan Asam Fosfat serta Air. Hidrogen Fluorida tersebut dialirkan menuju Tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 40°C yang sebelumnya dilewatkan Kompresor (K-01) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 3 atm, Kondensor (CD-01) untuk merubah fasa menjadi cair, dan akumulator (AC-01) sebagai penampung sementara dan menstabilkan laju alir. Sedangkan campuran fase cair dan padat selanjutnya masuk ke dalam Rotary Drum Vacum Filter (RDVF-01) untuk memisahkan Gypsum dari fase cair dengan menggunakan tekanan vacum sehingga cairan akan tertarik kedalam dan padatan akan tersaring pada lapisan terluar drum. Setelah itu Gypsum di simpan di Gudang (G-02) untuk di pack. Sedangkan campuran fase cair yaitu Asam Fosfat, Asam Sulfat, dan Air dialirkan menuju Evaporator (EV-01) untuk dikurangi kandungan airnya pada suhu operasi 103,74°C dan tekanan 1 atm. Kemudian larutan dialirkan menuju tangki penyimpanan (T-03) yang sebelumnya dilewatkan Cooler (C-01) agar suhunya menjadi 40°C.

II.4 Tata Letak

II.4.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Bahan baku pabrik asam fosfat adalah batuan fosfat yang didapat dari Phosphate Resources Ltd dan Asam Sulfat dari PT. Petrokimia Gresik Tbk.

Sarana transportasi dan pengangkutan cukup tersedia, baik darat maupun laut, sehingga memudahkan dalam pendistribusian bahan baku



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

dan produk melalui jalur darat dan jalur laut. Lokasi pabrik berhubungan dengan nilai ekonomis sehingga harus dipertimbangkan di mana nantinya pabrik itu akan didirikan, Pabrik asam fosfat ini rencananya akan didirikan di Kawasan Industri JIPE Gresik, Jawa Timur.



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun



Gambar 2. 3 Rencana Pemilihan Lokasi Pabrik di Gresik



Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik:

a. Perluasan pabrik

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

b. Harga tanah

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

c. Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

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

d. Faktor keamanan

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

e. Fasilitas jalan

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



II.4.2 Tata Letak Pabrik dan Alat Proses

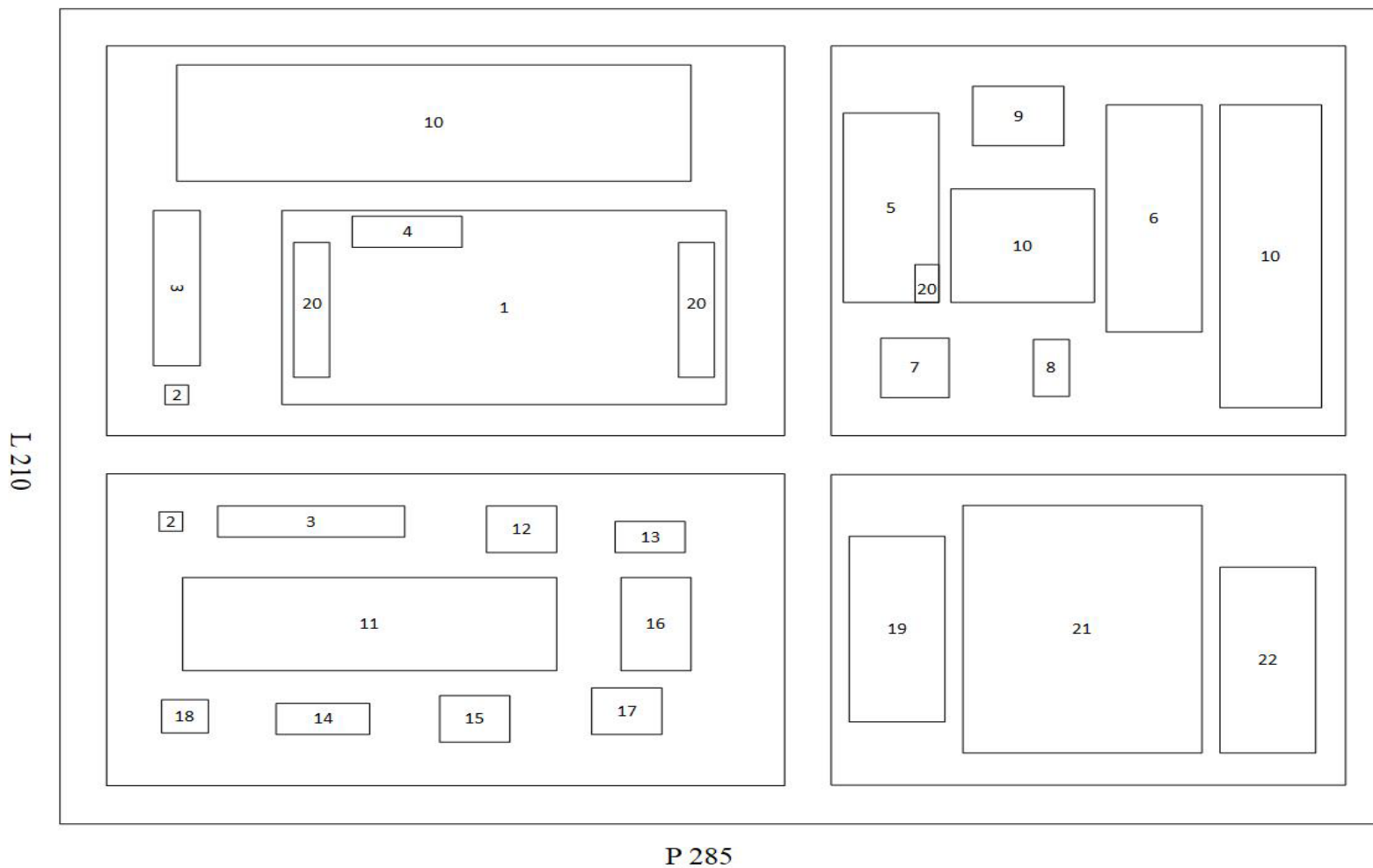
Penentuan tata letak alat harus memperhatikan beberapa hal, antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan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

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



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

SKALA 1 : 1000

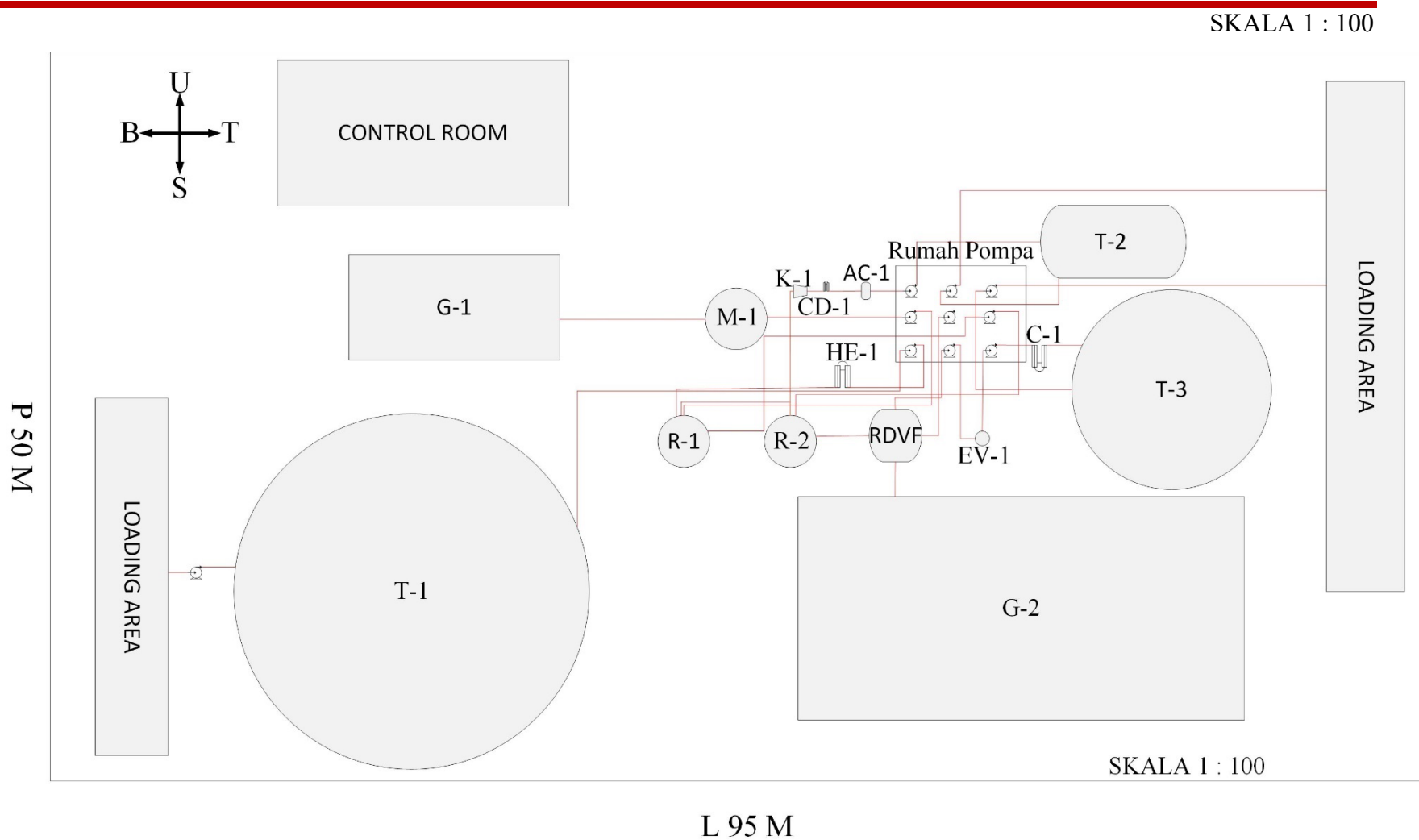


Gambar 2. 4 Tata letak Pabrik



Keterangan Gambar 2.4 :

1. Area Proses	9. Gudang	17. Perpustakaan
2. Area Parkir	10. Area Peluasan	18. Kantor K3
3. Pos Satpam	11. Kantor	19. Lapangan
4. Ruang Kontrol	12. Masjid	20. Area Loading
5. Area Utilitas	13. Kantin	21. Area Perumahan
6. Area Limbah	14. Area Damkar	22. Gedung Serbaguna
7. Bengkel	15. Klinik	
8. Power Plan	16. Taman	



Gambar 2. 5 Tata Letak Alat Proses



Keterangan Gambar 2.5 :

1. Gudang	(G-1)	9. Rotary Drum Vacuum Filter	(RDVF)
2. Tangki	(T-1)	10. Evaporator	(EV-1)
3. Mixer	(M-1)	11. Tangki	(T-2)
4. Heater	(HE-1)	12. Tangki	(T-3)
5. Reaktor	(R-1)	13. Gudang	(G-2)
6. Reaktor	(R-2)	14. Kondensor	(CD-1)
7. Kompresor	(K-1)	15. Cooler	(C-1)
8. Akumulator	(AC-1)		

2.4 Spesifikasi Alat

2.4.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan

1. Gudang (G-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku batuan fosfat

Tipe : Bangunan

Panjang = 14,5 m

Lebar = 7,5 m

Tinggi = 9 m

Harga = \$ 4.000

2. Tangki (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H_2SO_4) 98% dengan impuritis air (H_2O) 2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Volume tangki = $7118,66 \text{ m}^3$

Diameter (D) = 80 ft = 24 m

Tinggi (H) = 50 ft = 15 m



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Tebal shell:

Plat e	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	27	0,18 in
2	18	0,18 in
3	9	0,18 in

Tebal *head* = 0,875 in

Bahan = *Stainless Steel*

Harga = \$ 967.000

3. Gudang (G-02)

Tugas : Menyimpan bahan gipsum

Tipe : Bangunan

Panjang = 30,5 m

Lebar = 15,5 m

Tinggi = 19,5 m

Harga = \$ 8.000

4. Tangki (T-02)

Tugas : Menampung larutan hydrogen fluoride (HF) sebanyak 161.126,9 kg/jam pada suhu 40 °C dan tekanan 3 atm.

Jenis : Tangki horizontal (Pressure Vessel dengan saddle support)

Volume tangki = 90,34 m³

Diameter (D) = 5 m = 196,85 in

Tinggi (H) = 10 m = 393,70 in

Tebal shell (ts) = 1/2 in

Tebal *head* = 1/2 in

Bahan = *Stainless Steel*

Harga = \$ 33.500



5. Akumulator (AC-01)

Tugas : Menampung embun yang berasal dari kondensor

Jenis : Tangki horizontal

Volume tangki = 0,22 m³

Diameter (D) = 0,45 m

Panjang (L) = 1,35 m

Tebal shell (ts) = 3/16 in

Tebal head = 1/4 in

Bahan = *Stainless Steel*

Harga = \$ 2.000

6. Tangki (T-03)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Fosfat (H₃PO₄) 85% dengan impuritis air (H₂O) 9% dan asam sulfat (H₂SO₄) 6% pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Volume tangki = 9.468,8 m³

Diameter (D) = 50 ft = 16 m

Tinggi (H) = 32 ft = 10 m

Tebal shell:

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	24	1/4 in
2	16	1/4 in
3	8	1/4 in

Tebal head = 0,875 in

Bahan = *Stainless Steel*

Harga = \$ 421.000



7. Hooper (H-01)

Tugas : Menampung sementara $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ sebelum masuk ke mixer.

Jenis : Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk conical bottom head.

Dimensi:

Diameter (D) = 2,76 m

Kedalaman (H) = 2,76 m

Tinggi Cone (h) = 1,38 m

Tebal Shell (ts) = 3/16 in

Harga = \$ 6.500

2.4.2 Spesifikasi Alat Proses

1. Mixer (M-01)

Tugas : Mencampurkan batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dan air (H_2O) sebelum masuk reaktor

Jenis : Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

Suhu : 80°C

Diperoleh ukuran mixer:

Diameter = 4,22 m

Tinggi = 6,33 m

Volume mixer = 39,36 m³

Volume cairan dalam head = 0,0036 m³

Volume cairan dalam silinder mixer = 39,36 m³

Tinggi cairan dalam silinder mixer = 2,82 m

Dipilih: Tebal shell : 0,31 in

Tebal head : 0,44 in

Tinggi shell : 249,12 in



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Dipilih : Pengaduk type Flat Blade Turbine Impeller

Diameter impeler = 1,41 m

Jarak pengaduk dari dasar mixer = 1,41 m

Lebar blade = 0,35 m

Tinggi blade = 0,28 m

Lebar Baffle = 0,35 m

Digunakan motor dengan daya = 20 Hp

Bahan = *Stainless Steel*

Harga = \$ 69.000

2. Reaktor (R-01) dan (R-02)

Tugas : Mereaksikan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ dengan H_2SO_4 dan H_2O menjadi $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, H_3PO_4 , dan HF.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Suhu = 80 °C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 95% (Reaktor 1 = 0,86. Reaktor 2 = 0,95)

Waktu tinggal = 49,17 menit

Dimensi Tangki :

- Volume Cairan = 19,55 m³
- Volume Reaktor = 23,46 m³
- Diameter = 3,55 m
- Tinggi Cairan = 2,37 m
- Tinggi Tangki = 5,33 m
- Tinggi Total Reaktor = 6,02 m
- Tebal = 5/16 in = 0,3125 inch
- Bahan = Stainless Steel

Dimensi Head :

- Tebal = 5/16 in = 0,3125 in
- Tinggi = 0,3429 m



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

- Bahan = *Stainless Steel*

Pengaduk Reaktor :

- Jenis = Blade Turbine Impeller
- Diameter = 1,2 m
- Lebar Baffle = 0,3 m
- Tinggi Pengaduk = 0,5,3 m
- Lebar Pengaduk = 0,3 m
- Putaran = 41 rpm
- Power Pengaduk = 20 HP

Jaket Pendingin :

- Reaktor (R-01) :
 - a. Media pendingin = Air
 - b. Luas Transfer Panas = 20,6902 ft² = 1,9221 m²
 - c. Kebutuhan Air pendingin = 10.848,55 kg/jam
 - Reaktor (R-02) :
 - a. Media pendingin = Air
 - b. Luas Transfer Panas = 15,0788 ft² = 1,4008 m²
 - c. Kebutuhan Air pendingin = 5.781,55 kg/jam
- Harga (R-01) + (R-02) = \$ 117.500

3. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Tugas : Menyaring padatan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$, SiO_2 , Fe_2O_3 , K_2O , MgO , Al_2O_3 , dan $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang masih terkandung dalam hasil reaksi.

Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Kondisi operasi:

- Tekanan (P) = 0,5 atm
 - Suhu (T) = 80 °C
 - Diameter Drum = 3,048 m
 - Panjang Drum = 3,657 m
 - Luas Filter = 34,215 m²
 - Daya Motor = 10 HP
-



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Jumlah	= 1 Unit
Bahan	= <i>Stainless steel</i>
Harga	= \$ 5.500

4. Evaporator (EV-01)

Tugas : Memekatkan larutan dengan menguapkan H₂O

Jenis : *Short-tube Vertical Evaporator*

Kondisi:

P = 1 atm

T = 102,2561°C

Perancangan :

- Suhu input (Tin)	= 66,70°C
- Suhu output (Tout)	= 103,7472°C
- Beban panas (Q)	= 35.572.941,34 BTU/jam
- Luas Perpindahan Panas (A)	= 904,90 ft ²
- Susunan tube	= Triangular-Pitch
- Panjang tube	= 6 ft
- Jumlah tube (Nt)	= 608
- Passes	= 1
- Faktor pengotor (Rd)	= 1,83879E-12
- Tinggi evaporator	= 5,0515 m
- Diameter evaporator	= 0,9144 m
Bahan	= <i>Stainless Steel</i>
Harga	= \$ 8.500

5. Kompresor (K-01)

Tugas : Menaikkan tekanan umpan HF dari 1 atm menjadi tekanan 3 atm.

Jenis : *Centrifugal Compressor*

Jumlah stage = 1 stage

Kapasitas kompresor = 292,182 kg/jam

Kecepatan putaran = 9800 rpm



Daya penggerak = 20 Hp
Harga = \$ 13.000

2.4.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan H_2SO_4 98% dari suhu 30°C sampai suhu 80°C sebelum diumpankan menuju Reaktor.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Perancangan:

Suhu input (T_{in}) = 30°C
Suhu operasi (T) = 80°C
Tekanan operasi (P) = 1 atm
Luas transfer panas (A) = $28,59 \text{ ft}^2$
Beban Heat Exchanger (Q_t) = $2106041,208 \text{ kJ/jam}$
Jumlah steam (W) = $955,585 \text{ kg/jam}$
Panjang pipa (L) = 31,18 ft
Nilai R_d = 0,6272
Diameter Annulus (DA) = 0,0287 m
Diameter pipa (DP) = 0,088 in
Harga = \$ 5.000

2. Cooler (C-01)

Tugas : Mendinginkan H_3PO_4 85% dari suhu $103,7472^\circ\text{C}$ sampai suhu 40°C sebelum menuju Tangki Penyimpanan.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Perancangan:

Suhu input (T_{in}) = $103,7472^\circ\text{C}$
Suhu operasi (T) = $103,7472^\circ\text{C}$
Tekanan operasi (P) = 1 atm
Luas transfer panas = $65,33 \text{ ft}^2$
Beban Heat Exchanger (Q_t) = $- 1,792,754.31 \text{ kJ/jam}$
Jumlah air pendingin (W) = $49.798,73 \text{ kg/jam}$



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Panjang pipa (L)	= 20 ft
Nilai Rd	= 0,00266
Diameter Annulus (DA)	= 0,0254 m
Diameter pipa (DP)	= 0,0889 m
Harga	= \$ 23.500

3. Kondensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap HF yang keluar dari Reaktor 1 (R-01) dan Reaktor 2 (R-02) dari suhu 107,096°C dan keluar pada suhu 40°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan pengontakan secara Counter-current.

Jenis : *Double Pipe Condenser*

Perancangan:

Jenis pendingin	= Air
Luas Transfer Panas (A)	= 115.301ft ²
Tekanan Operasi (P)	= 3 atm
Beban Heat Exchanger (Qt)	= 311257,4 BTU/jam
Jumlah Air (W)	= 7840,238 kg/jam
Panjang Pipa (L)	= 12 ft
Nilai Rd	= 0,0046
Diameter Annulus (DA)	= 0,0171 m
Diameter Pipa (DP)	= 0,0604 m
Harga	= \$ 3.500



2.4.4 Spesifikasi Alat Transportasi Padatan

1. Screw Conveyor (SC-01)

Tugas : Mengangkut batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dari gudang menuju *hooper*.

Operasi : *Continuous*

Dimensi Screw Conveyor :

Diameter screw = 7 in

Putaran maksimum = 190 rpm

Diambil Putaran = 150 rpm

Panjang = 7,62 m = 32,8 ft

Power = 2 Hp

Harga = \$ 7,000

2. Belt Conveyor (BC-01)

Tugas : Mengangkut cake dari *rotary drum vacuum filter* menuju Gudang.

Operasi : *Continuous*

Dimensi Belt Conveyor :

Lebar Belt = 18 in = 0,457 m

Putaran maksimum = 350 rpm

Diambil Putaran = 250 rpm

Panjang = 10 m = 32,8084 ft

Kecepatan = 76 m/menit = 250 ft/menit

Bahan = *Stainless steel*

Power = 1 Hp

Harga = \$ 4.000



3. Bucket Elevator (BE-01)

Tugas : Menaikkan batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dari *belt conveyor* menuju *hooper*

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Dimensi *bucket* :

Panjang (p) = 6 in

Lebar (L) = 5 in

Tinggi (t) = 5,5 in

Lebar belt = 14 in

Jumlah *bucket* (n) = 18 bucket

Tinggi 1 *bucket* = 1,92 ft

Tinggi *bucket elevator* = 34,35 ft

Waktu tinggal n *bucket* = 0,212 menit

Digunakan motor dengan daya = 20 Hp

Harga = \$ 3.500

2.4.5 Spesifikasi Alat Pompa Proses

1. Pompa (P-01)

Tugas : Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki unit pembelian menuju Tangki penyimpanan (T-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 30°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2,5 in = 0,0635 m

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,467 in = 0,0627 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 14,5437 m³/jam

Head pompa = 17,53 m



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 3 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 3,6821

NPSH yang diperlukan = 0,1105

Harga = \$ 1.500

2. Pompa (P-02)

Tugas : Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki penyimpanan menuju Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = $30^{\circ}C$

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2,5 in = 0,0635 m

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,467 in = 0,0627 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $14,5437 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 8,4768 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 1 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 1,0055

NPSH yang diperlukan = 0,0302

Harga = \$ 1.500



3. Pompa (P-03)

Tugas : Memompa campuran batuan fosfat dan air dari mixer
menuju Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 80°C

P₁ = 1 atm

P₂ = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 3 in = 0,0762 m

OD = 3,5 in = 0,0889 m

ID = 3,068 in = 0,0779 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 23,73 m³/jam

Head pompa = 5,89 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 3 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 1,3585

NPSH yang diperlukan = 0,0408

Harga = \$ 2.000

4. Pompa (P-04)

Tugas : Memompa hasil cair Reaktor (R-01) menuju Reaktor
(R-02)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 80°C

P₁ = 1 atm

P₂ = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 4 in = 0,1016 m

OD = 4,5 in = 0,1143 m



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

ID = 4,026 in = 0,1023 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 38,6663 m³/jam

Head pompa = 7,69 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 5,4734

NPSH yang diperlukan = 0,2025

Harga = \$ 2.500

5. Pompa (P-05)

Tugas : Memompa HF dari Kondensor (CD-01) menuju Tangki
(T-02)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 40°C

P₁ = 3 atm

P₂ = 3 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 0,25 in = 0,0064 m

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 0,2541 m³/jam

Head pompa = 7,2553 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 24,9070

NPSH yang diperlukan = 0,7472

Harga = \$1.000



6. Pompa (P-06)

Tugas : Memompa hasil reaksi fase cair dari RDVF menuju Evaporator

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 67 °C

P₁ = 0,5 atm

P₂ = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 3 in = 0,0762 m

OD = 3,5 in = 0,0889 m

ID = 3,068 in = 0,0779 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 23,0603 m³/jam

Head pompa = 6,51 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 2 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 3.0500

NPSH yang diperlukan = 0,0915

Harga = \$ 2.000

7. Pompa (P-07)

Tugas : Memompa hasil bawah fase cair Evaporator menuju Tangki (T-03)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 103,74°C

P₁ = 1 atm

P₂ = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in = 0,0508 m

OD = 2.38 in = 0,0605 m



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 9,1497 m³/jam

Head pompa = 11,6164 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 1,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 5,5762

NPSH yang diperlukan = 0,1673

Harga = \$ 1.500

8. Pompa (P-08)

Tugas : Memompa HF dari Tangki (T-02) menuju Tangki unit
penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 40°C

P₁ = 3 atm

P₂ = 3 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 0,5 in = 0,0127 m

OD = 0,84 in = 0,0213 m

ID = 0,622 in = 0,0158 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 0,8352 m³/jam

Head pompa = 12,7578 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 16,3469

NPSH yang diperlukan = 0,4904

Harga = \$ 1.000



9. Pompa (P-09)

Tugas : Memompa H_3PO_4 dari Tangki (T-03) menuju Tangki unit penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = $35^\circ C$

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in = 0,0508 m

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $9,1497 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 3,5170 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 7,5087

NPSH yang diperlukan = 0,2253

Harga = \$ 1.500

10. Pompa Vacuum (PV-01)

Tugas : Membuat kondisi operasi RDVF menjadi vacuum

Jenis : *Vacuum Pump*

Kondisi Operasi

P pada keadaan vacuum = 0,5 atm = 15 inHg = 7,35 psi

P keluar (P_o) = 1 atm = 30 inHg = 14,7 psi

Pressure drop (ΔP) = 15 inHg = 7,35 psi

Volume udara tiap jam = $5759,094 \text{ ft}^3/\text{jam}$ = $163,080 \text{ m}^3/\text{jam}$

Daya standar yang digunakan = 20 Hp

Harga = \$ 6.000



BAB III

NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

III.1 Neraca Massa

1. Mixer (M-01)

Tabel 3. 1 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komposisi	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	25.192,10	-	25.192,10
SiO_2	2.295,41	-	2.295,41
Fe_2O_3	286,93	-	286,93
K_2O	143,46	-	143,46
MgO	86,08	-	86,08
Al_2O_3	114,77	-	114,77
H_2O	573,85	22.954,08	23.527,93
Total	28.692,60	22.954,08	51.646,67
Total	51.646,67		51.646,67



2. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komposisi	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	-	25192,10	3.526,89	-
SiO_2	-	2295,41	2.295,41	-
Fe_2O_3	-	286,93	286,93	-
K_2O	-	143,46	143,46	-
MgO	-	86,08	86,08	-
Al_2O_3	-	114,77	114,77	-
H_2O	24.273,94	23527,93	17.328,32	7,60
H_2SO_4	1.549,40	-	3.204,16	-
H_3PO_4	-	-	12.630,27	-
HF	-	-	-	859,63
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-	-	36.986,49	-
Total	25.823,34	51646,6719	76.602,78	867,23
Total	77470,008		77470,008	



3. Reaktor (R-02)

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

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 7	Arus 8
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	3.526,89	1.259,60	-
SiO_2	2.295,41	2.295,41	-
Fe_2O_3	286,93	286,93	-
K_2O	143,46	143,46	-
MgO	86,08	86,08	-
Al_2O_3	114,77	114,77	-
H_2O	17.328,32	16516,28	1,90
H_2SO_4	3.204,16	999,18	-
H_3PO_4	12.630,27	13.952,04	-
HF	-	-	89,96
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	36.986,49	40.857,17	-
Total	76.602,78	76.510,92	91,86
Total	76.602,78	76.602,78	



4. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Tabel 3. 4 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Komposisi	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 12	Arus 10	Arus 11
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	1.259,60	-	-	1.259,60
SiO_2	2.295,41	-	-	2.295,41
Fe_2O_3	286,93	-	-	286,93
K_2O	143,46	-	-	143,46
MgO	86,08	-	-	86,08
Al_2O_3	114,77	-	-	114,77
H_2O	16516,28	7.651,09	16.516,28	7.651,09
H_2SO_4	999,18	-	999,18	-
H_3PO_4	13.952,04	-	13.952,04	-
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	40.857,17	-	-	40.857,17
Total		7.651,09	31.467,50	52.694,51
Total	84162,01		84162,01	



5. Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 5 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 13	Arus 14
H ₂ O	16.516,28	15.053,36	1.462,92
H ₂ SO ₄	999,18	-	999,18
H ₃ PO ₄	13.952,04	-	13.952,04
Total	31.467,50	15.053,36	16.414,15
Total	31.467,50	31.467,50	

III.2 Neraca Panas

1. Mixer (M-01)

Tabel 3. 6 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	52.356,37	606.141,95
SiO ₂	51.064,89	549.897,70
Fe ₂ O ₃	186,76	2.004,98
K ₂ O	474,55	5.303,87
MgO	5.332,79	57.728,38
Al ₂ O ₃	1.980,84	21.557,77
H ₂ O	12.021,68	5.400.754,24
Q Pencampuran	6.039.103,74	-
Total	6.643.388,88	6.643.388,88



2. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 7 Neraca Panas Di Reaktor (R-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	-606.141,95	84.859,87
SiO_2	-529.469,33	529.469,33
Fe_2O_3	-2.004,98	2.004,98
K_2O	-5.303,87	5.303,87
MgO	-56.801,07	56.801,07
Al_2O_3	-21.267,31	21.267,31
H_2SO_4	-3.617.708,84	604.621,04
H_2O	-5.801.165,23	3.935.236,82
HF	-	3.076.372,33
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-	789.413,21
H_3PO_4	-	792.503,54
Total	-10.639.862,58	9.897.853,37
Qr	-164.907,94	-164.907,94
	9.998.660,18	-10.602.963,58
Total	-742.008,84	-742.008,84



3. Reaktor (R-02)

Tabel 3. 8 Neraca Panas Di Reaktor (R-02)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	- 84.859,87	30.307,10
SiO_2	- 529.469,33	529.469,33
Fe_2O_3	- 2.004,98	2.004,98
K_2O	- 5.303,87	5.303,87
MgO	- 56.801,07	56.801,07
Al_2O_3	- 21.267,31	21.267,31
H_2SO_4	- 458.045,92	142.836,52
H_2O	- 4.180.785,10	4.006.569,64
HF	- 321.944,39	321.944,39
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	- 789.413,21	872.026,22
H_3PO_4	- 792.503,54	875.439,96
Total	- 7.242.398,59	6.863.970,38
Qr	- 56.049,318	- 56.049,318
	- 182.165,75	- 182.165,75
Total	- 560.593,96	- 560.593,96



4. Rotary Drum Vacuum Filter

Tabel 3. 9 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	30.307,10	22.674,83
SiO_2	549.897,70	419.305,76
Fe_2O_3	2.004,98	1.530,18
K_2O	5.303,87	4.004,62
MgO	57.728,38	43.957,96
Al_2O_3	21.557,77	16.391,96
H_2SO_4	80.517,95	60.691,87
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	981.490,04	655.927,29
H_2O	3.506.031,36	4.207.824,97
H_3PO_4	767.602,58	570.132,27
Total	6.002.441,71	6.002.441,71

5. Evaporator

Tabel 3. 10 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H_2SO_4	83.679,17	211.402,91
H_3PO_4	385.258,45	1.300.193,10
H_2O	2.420.631,01	5.677.475,83
Q supply	4.299.503,21	
Total	7.189.071,84	7.189.071,84



6. Heater

Tabel 3. 11 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	173.608,46	1.782.481,21
H ₂ O	32.494,61	323.560,00
Q supply	1.899.938,14	
Total	2.106.041,21	2.106.041,21

7. Cooler

Tabel 3. 12 Neraca Panas Cooler (C-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₃ PO ₄	1.598.365,26	94.697,01
H ₂ SO ₄	211.208,38	12.089,58
H ₂ O	502.885,13	32.529,03
Q supply	- 2.173.143,16	
Total	26.275,51	139.315,62

8. Kondensor

Tabel 3. 13 Neraca Panas Kondensor (CD-01)

Komposisi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
HF	27.025,96	4.937,99
H ₂ O	350,77	64,09
Q supply	- 22.374,64	
Total	27.376,73	5.002,08



BAB IV

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit yang bertugas menyediakan sarana penunjang proses produksi. Unit ini keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam rancangan suatu pabrik. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas pabrik asam fosfat kapasitas produksi 130.000 ton/tahun ini meliputi pengolahan air, pembuatan *steam*, pengadaan listrik, penyediaan udara tekan, penyediaan dowertherm dan penyediaan bahan bakar.

Utilitas dari pabrik asam fosfat sangat mudah diperoleh karena pabrik ini akan didirikan di kawasan Industri, Air diperoleh dari Kawasan industri JIPE. Kemudian diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga persyaratan, didalam pabrik Asam Fosfat. Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan adalah :

IV.1 Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air dalam pabrik yang harus dipenuhi, yaitu:

- a. Air pendingin = 74.269,06 kg/jam
- b. Air umpan boiler = 20.274,49 kg/jam
- c. Air proses = 30.605,17 kg/jam
- d. Air rumah tangga dan kantor = 2.031,79 kg/jam
- e. Air hidran dan service = 527,69 kg/jam

Pabrik asam fosfat ini didirikan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan kebutuhan air sebanyak 127.709,20 kg/jam.

IV.2 *Steam* Jenuh

Steam yang di gunakan dalam pabrik asam fosfat adalah *Steam* jenuh dengan suhu 120°C dan tekanan 1,8228 atm digunakan sebagai media pemanas yang di hasilkan dari boiler yang kemudian di gunakan pada alat-alat penukar panas yaitu Heater, Evaporator, Mixer, dengan kebutuhan total steam sebesar 24779,93 kg/jam.

IV.3 Listrik

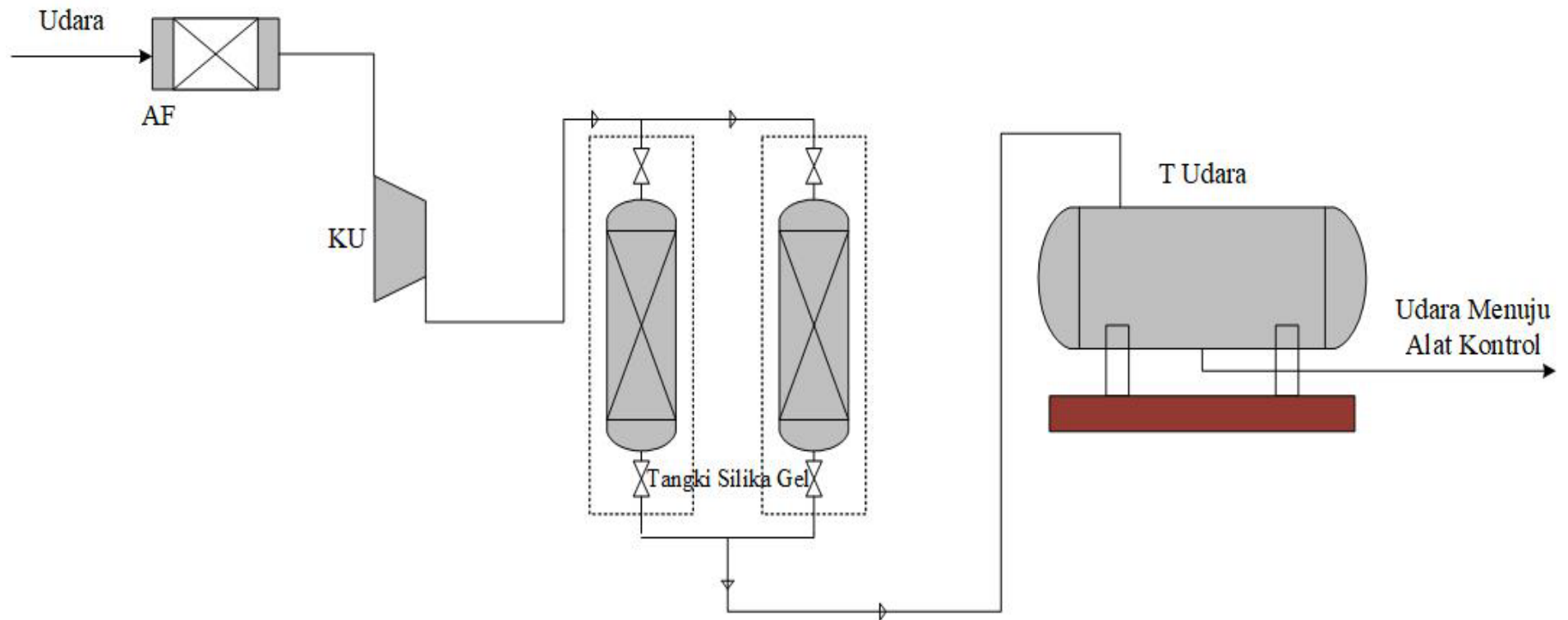
Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses seperti pompa, kompressor, dan alat-alat lainnya serta gedung, taman



dan parkir area pada malam hari. Kebutuhan listrik sebesar 270 kW didapatkan dari PLN dan sebagai cadangan digunakan generator berdaya 270 kW.

IV.4 Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen penggendali yang dipasang pada alat-alat proses. Kebutuhan Udara Tekan dipenuhi dengan menggunakan kompresor berdaya 5 Hp menghasilkan udara tekan bertekanan 4 atm dan dilengkapi dengan Tangki Silika, guna mengurangi kadar air yang terkandung dalam udara. Kebutuhan udara tekan yaitu sebesar 33,6 m³/jam



Gambar 3. 1 Skema Penyedia Udara Tekan



IV.5 Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar diperlukan untuk menggerakkan generator dan sebagai bahan bakar boiler. Bahan bakar generator menggunakan *diesel oil* sebanyak 12.000 L/tahun dan bahan bakar boiler menggunakan *fuel oil* sebanyak 12.942.638,46 L/tahun yang dipenuhi oleh PT. PERTAMINA (Persero)

IV.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Air Bersih (BU-01)

Tugas : Menampung air bersih
Jenis : Bak persegi Panjang
Volume air = 39.896.72 m³
Volume bak = 47.876.06 m³
Tinggi bak = 15 m
Panjang bak = 80 m
Lebar bak = 40 m
Bahan konstruksi = beton bertulang

2. Tangki Klorinasi (TU-01)

Tugas : tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan service.
Jenis alat : tangka silinder tegak.
Diameter tangki = 16.72 m
Tinggi tangki = 33,45 m
Volume tangki = 7,35 m³
Tebal shell = 3/16 in
Tebal head = 3/16 in
Bahan = *Stainless steel* SA-167.tipe : 316
Jenis = Marine Propeller dengan 3 blade
Diameter impeller = 0,6096 m
Daya = 0,5 Hp



3. Bak Air Sanitasi (BU-02)

Tugas : menampung air untuk sanitasi
Jenis : tangka blok persegi Panjang
Volume air = $24,5 \text{ m}^3$
Volume bak = $29,4 \text{ m}^3$
Tinggi bak = 2 m
Panjang bak = $5,422 \text{ m}$
Lebar bak = $2,711 \text{ m}$
Bahan konstruksi = beton bertulang

4. Bak Air Sirkulasi (BU-03)

Tugas : Menampung air hasil sirkulasi pendingin pada cooler, condensor,
dan reaktor

Jenis : bak persegi panjang

KESIMPULAN:

Volume air = $443,20 \text{ m}^3$
Volume bak = $531,85 \text{ m}^3$

Tinggi bak = 15 m
Panjang bak = $8,42 \text{ m}$
Lebar bak = $4,21 \text{ m}$
Bahan konstruksi = beton bertulang

5. Cooling Tower (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di
alat-alat proses untuk disirkulasi kembali.

Jenis : *Induced draft fan*

Luas penampang = $10,07 \text{ m}^2$
Kebutuhan air make up = $2.717,70 \text{ kg/jam}$



Ukuran Cooling Tower:

Diameter	= 3,58 m
Tinggi	= 4,6 m
Daya penggerak fan	= 0,035 Hp/ft ²
Motor standar	= 3 Hp
Jumlah	= 1 unit

Ukuran Bak Basin:

Panjang	= 3,33 m
Lebar	= 3,33 m
Tinggi	= 2,66 m

6. Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na⁺, Ca²⁺, Ba).

Tipe alat: Tangki silinder tegak vertical

Diameter tangki	= 0,97 m
Tinggi tangki	= 8,45 m
Volume tangki	= 12,41 m ³
Tinggi resin	= 6,35 m
Volume resin	= 9,39 m ³
Waktu regenerasi	= 72 jam
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Bahan	= <i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316
Jumlah	= 2 unit



7. Tangki H_2SO_4 (TU-02)

Tugas : Melarutkan larutan H_2SO_4 2% untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki silinder vertical

Diameter tangki = 1,22 m

Tinggi tangki = 2,22 m

Tebal shell = 3/16 in

Tebal head = 3/16 in

Bahan = *Stainless steel* SA-167.tipe : 316

Jumlah = 1 unit

Pengaduk = *flat turbine* dengan 6 *blade*

Baffle = 4 buah

Tenaga motor = 0,5 Hp

8. Tangki NaOH (TU-03)

Tugas : Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki silinder vertical

Diameter tangki = 0,86 m

Tinggi tangki = 1,65 m

Tebal shell = 3/16 in

Tebal head = 3/16 in

Bahan = *Stainless steel* SA-167.tipe : 316

Jumlah = 1 unit

Pengaduk = *flat turbine* dengan 6 *blade*

Baffle = 4 buah

Tenaga motor = 0,5 Hp



9. Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak
(Cl⁻, SO₄²⁻, HCO₃⁻).

Tipe alat: Tangki silinder tegak vertical

Diameter tangki	= 0,92 m
Tinggi tangki	= 17,88 m
Volume tangki	= 11,94 m ³
Tinggi resin	= 14,30 m
Volume resin	= 9,39 m ³
Waktu regenerasi	= 72 jam
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Bahan	= <i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316
Jumlah	= 2 unit

10. Tangki Hidrazin (TU-04)

Tugas : Menampung larutan hidrazin 1% yang digunakan dalam tangki
deaerator.

Jenis : Tangki silinder vertical

Diameter tangki	= 1,07 m
Tinggi tangki	= 1,73 m
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Bahan	= <i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316
Jumlah	= 1 unit
Pengaduk	= <i>flat turbine</i> dengan 6 <i>blade</i>
Baffle	= 4 buah
Tenaga motor	= 1 Hp



11. Deaerator (DA-01)

Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O_2 , CO , CO_2 , dll.

Jenis : Tangki silinder vertikal yang berisi bahan isian, dimana air dispray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.

Diameter tangki	= 1,52 m
Tinggi tangki	= 1,88 m
Volume bahan isian	= 0,43 m ³
Tinggi bahan isian	= 0,23 m
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Bahan	= <i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316
Jumlah	= 1 unit

12. Tangki Umpan Boiler (TU-08)

Tugas : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu operasi 1 jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal yang dilengkapi deaerator.

Diameter tangki	= 1,28 m
Panjang tangki	= 4,47 m
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Bahan	= <i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316
Jumlah	= 1 unit



13. Boiler (B-01)

Tugas : Membuat *steam* jenuh pada suhu 120°C dengan tekanan
1,8228 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Diameter = 1,85 m
Panjang = 3,70 m
Volume = 4,99 m
Beban panas = 8.872.600,27 kJ/jam
Volume oil = 0,5661 m³/jam

14. Tangki Bahan Bakar Boiler (TU-05)

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 minggu sebagai
bahan bakar

Jenis : Tangki silinder horizontal

Diameter tangki = 2,25 m
Panjang tangki = 7,73 m
Tebal shell = 0,25 in
Tebal head = 0,25 in
Bahan = Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah = 2 unit

15. Tangki Kondensat (TU-06)

Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi
selama 30 menit

Jenis : Tangki silinder horizontal

Diameter tangki = 0,95 m
Panjang tangki = 3,33 m
Tebal shell = 3/16 in
Tebal head = 3/16 in
Bahan = Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah = 1 unit



16. Tangki Air Proses (TU-07)

Tugas : Menampung air proses hasil dari demineralisasi

Diameter = 40 ft = 12,19 m

Tinggi = 54 ft = 16,46 m

Volume tangki standar = 37.936,30 bbl

Tebal dinding:

Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 - 6	0,1875
2	6 - 12	0,1875
3	12 - 18	0,1875
4	18 - 24	0,1875
5	24 - 30	0,19
6	30 - 36	0,21
7	36 - 42	0,24
8	42 - 48	0,28

17. Kompresor Udara Tekan (KU-01)

Tugas : Menekan udara sebanyak 38,4 m³/jam dari 1,01325 bar sampai
4 bar

Jenis : Kompresor sentrifugal

Suhu masuk (T1) = 303,15 K

Suhu keluar (T2) = 343,05 K

Kapasitas kompresor = 1,45 kmol/jam

Jumlah stage = 1

Motor standar = 5 Hp

18. Tangki Silika (TU-09)

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara

Jenis : tangki silinder tegak

Volume tangki = 5,25m³

Diameter tangki = 2,00 m

Tinggi tangki = 4,01 m

Tebal shell = 1/5 in



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Tebal head	= 1/5 in
Bahan	= Stainless Steel Type SA 167 type 316
Jumlah	= 2 unit

19. Tangki Udara Tekan (TU-10)

Tugas : menampung udara tekan selama 240 menit

Jenis : tangki silinder horizontal

Volume tangki	= 36,48 m ³
Diameter tangki	= 2,50 m
Panjang tangki	= 7,48 m
Tebal shell	= 0,375 in
Tebal head	= 0,375 in
Bahan	= Stainless Steel Type SA 167 type 309

20. Pompa Utilitas (PU-01)

Tugas: Memompa air dari bak air bersih menuju menara air, cooling
tower dan kation exchanger.

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu	= 30°C
P1	= 1 atm
P2	= 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in	= 0,05 m
OD = 2,38 in	= 0,06 m
ID = 2,067 in	= 0,05 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa	= 37,15 m ³ /jam
Head pompa	= 34,76 m
Kecepatan putar	= 950 rpm
Motor standar	= 7,5 Hp



NPSH:

NPSH yang tersedia = 1,63 m

NPSH yang diperlukan = 0,05 m

21. Pompa Utilitas (PU-02)

Tugas: Memompa air dari cooling tower menuju cooler, kondensor
dan reaktor

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 30°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 4 in = 0,10 m

OD = 4,5 in = 0,12 m

ID = 4,026 in = 0,11 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 81,75 m³/jam

Head pompa = 6,26 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 3 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 6,56 m

NPSH yang diperlukan = 1,02 m



22. Pompa Utilitas (PU-03)

Tugas: Memompa air dari kation dan anion exchanger menuju tangki
air proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 108,234°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in = 0,05 m

OD = 2,38 in = 0,06 m

ID = 2,067 in = 0,05 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 30,74 m³/jam

Head pompa = 28,90 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 3,53 m

NPSH yang diperlukan = 0,10 m

23. Pompa Utilitas (PU-04)

Tugas: Memompa air dari deaerator menuju boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 108,234°C

P1 = 1,82 atm

P2 = 1,82 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 1,5 in = 0,04 m

OD = 1,9 in = 0,05 m

ID = 1,61 in = 0,04 m



Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa	= 4,66 m ³ /jam
Head pompa	= 5,28 m
Kecepatan putar	= 950 rpm
Motor standar	= 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia	= 4,15 m
NPSH yang diperlukan	= 0,12 m

24. Pompa Utilitas (PU-05)

Tugas: Memompa air dari tangki kondensat menuju deaerator

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu	= 125,620°C
P1	= 1,82 atm
P2	= 1,82 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 1,5 in	= 0,04 m
OD = 1,9 in	= 0,05 m
ID = 1,61 in	= 0,04 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa	= 3,86 m ³ /jam
Head pompa	= 2,85 m
Kecepatan putar	= 950 rpm
Motor standar	= 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia	= 3,99 m
NPSH yang diperlukan	= 0,16 m



25. Pompa Utilitas (PU-06)

Tugas: Memompa air dari bak hasil sirkulasi menuju cooling tower

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 45°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 4 in = 0,10 m

OD = 4,5 in = 0,12 m

ID = 4,026 in = 0,10 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 80,67 m³/jam

Head pompa = 7,53 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 5,95 m

NPSH yang diperlukan = 0,80 m

26. Pompa Utilitas (PU-07)

Tugas: Memompa air dari tangki air proses menuju mixer

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 30°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 1,5 in = 0,04 m

OD = 1,9 in = 0,05 m

ID = 1,61 in = 0,04 m



Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa	= 7,0937 m ³ /jam
Head pompa	= 102,03 m
Kecepatan putar	= 950 rpm
Motor standar	= 3 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia	= 1,95 m
NPSH yang diperlukan	= 0,05 m

27. Pompa Utilitas (PU-08)

Tugas: Memompa air dari tangki air proses menuju RDVF

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu	= 30°C
P1	= 1 atm
P2	= 1 atm

Pemilihan Pipa:

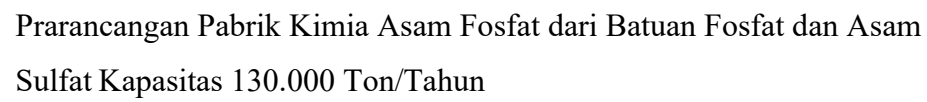
IPS = 0,75 in	= 0,02 m
OD = 1,05 in	= 0,03 m
ID = 0,824 in	= 0,02 m

Spesifikasi Pompa:

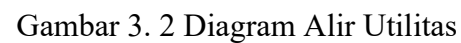
Kapasitas pompa	= 7,69 m ³ /jam
Head pompa	= 249,33 m
Kecepatan putar	= 950 rpm
Motor standar	= 10 Hp

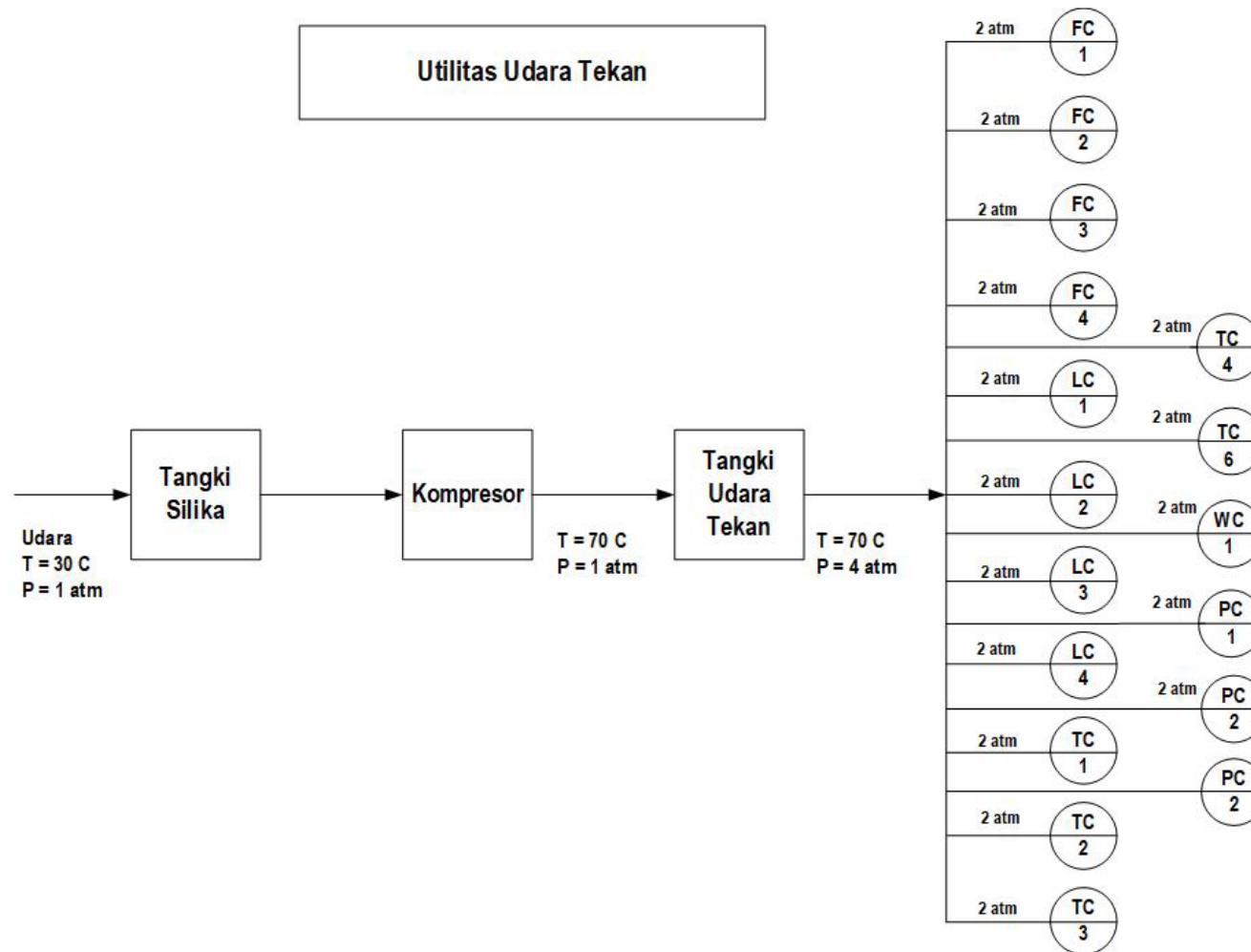
NPSH:

NPSH yang tersedia	= 14,25 m
NPSH yang diperlukan	= 0,42 m

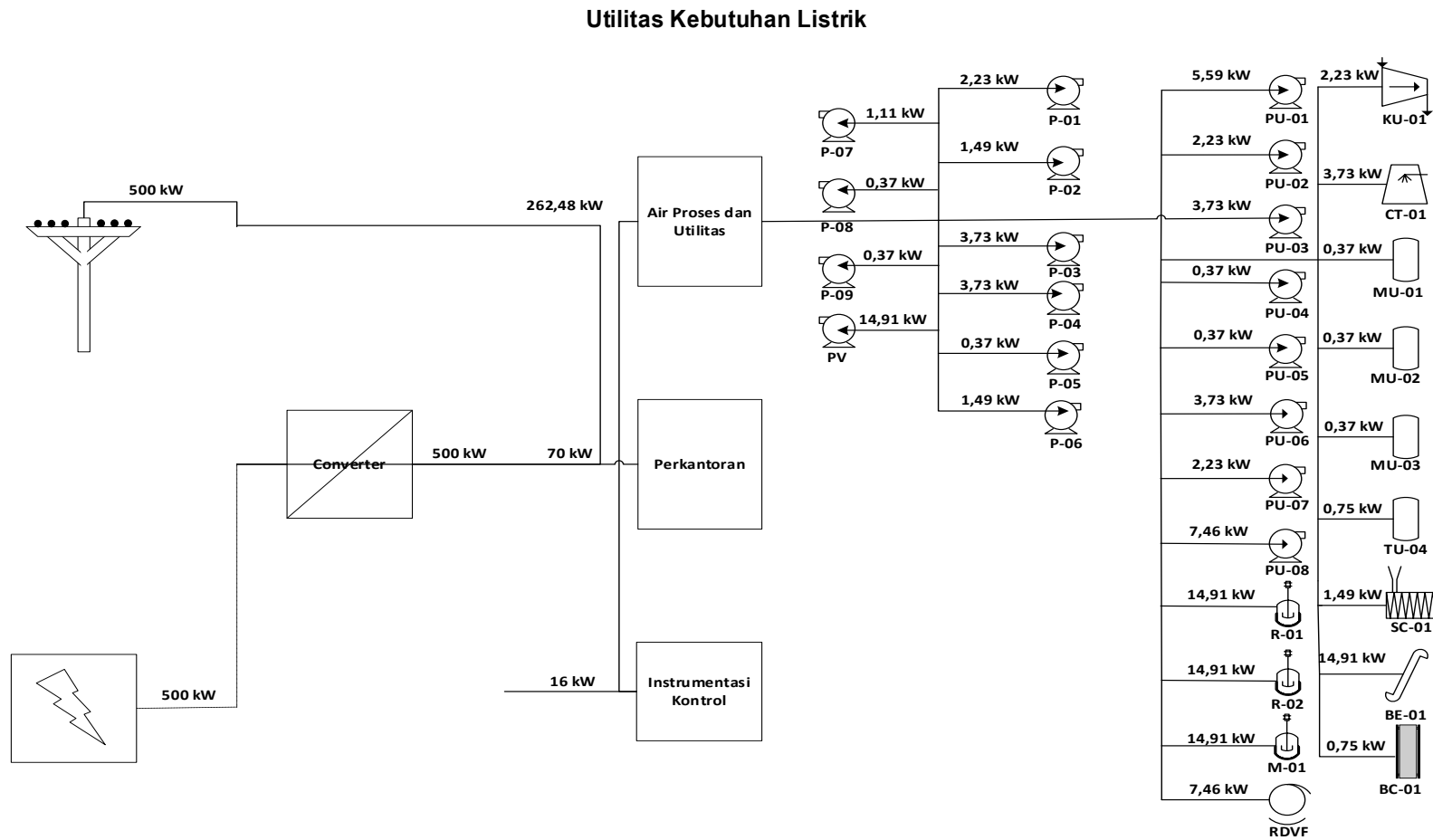


UTILITAS UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK ASAM FOSFAT

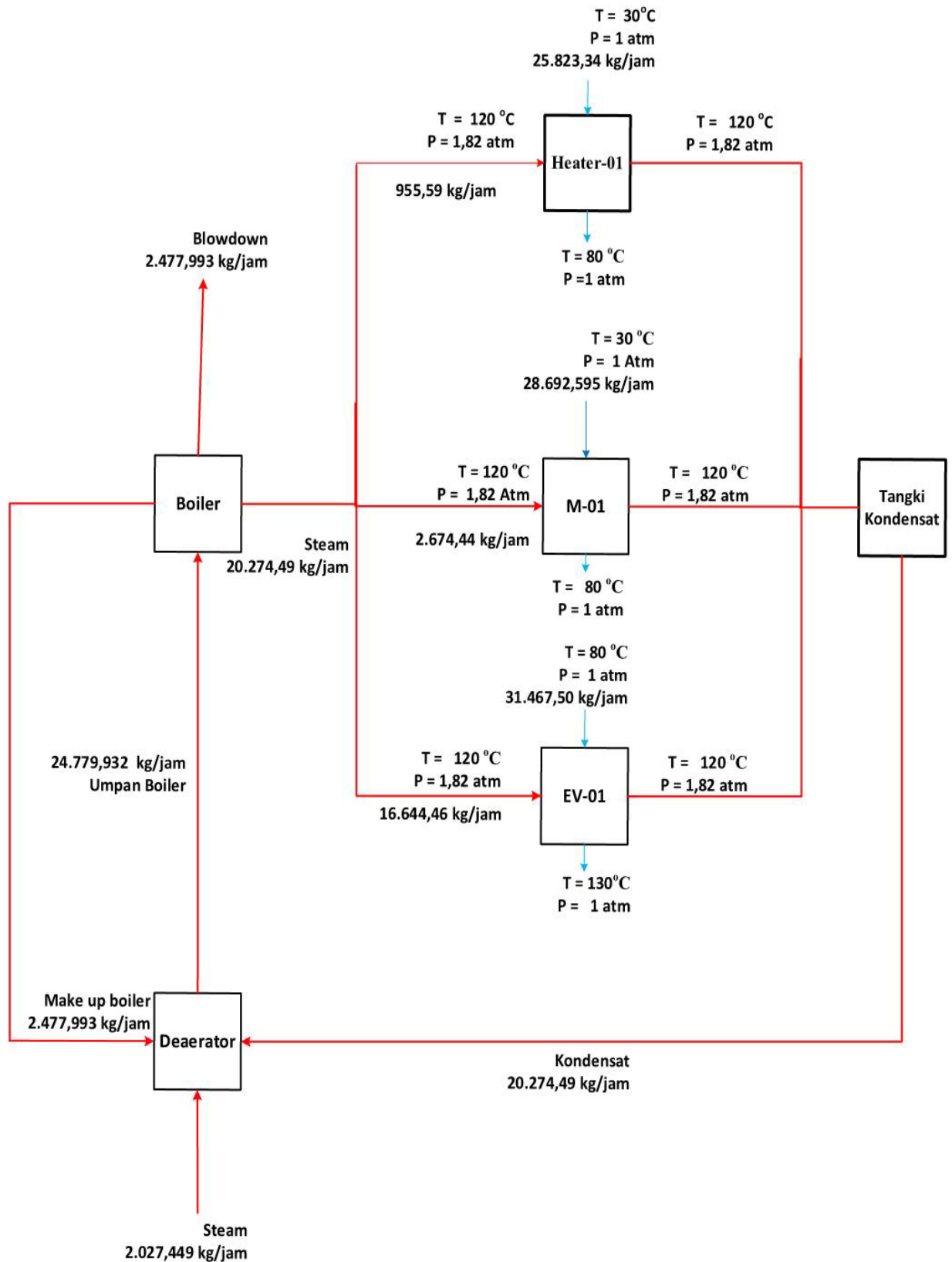




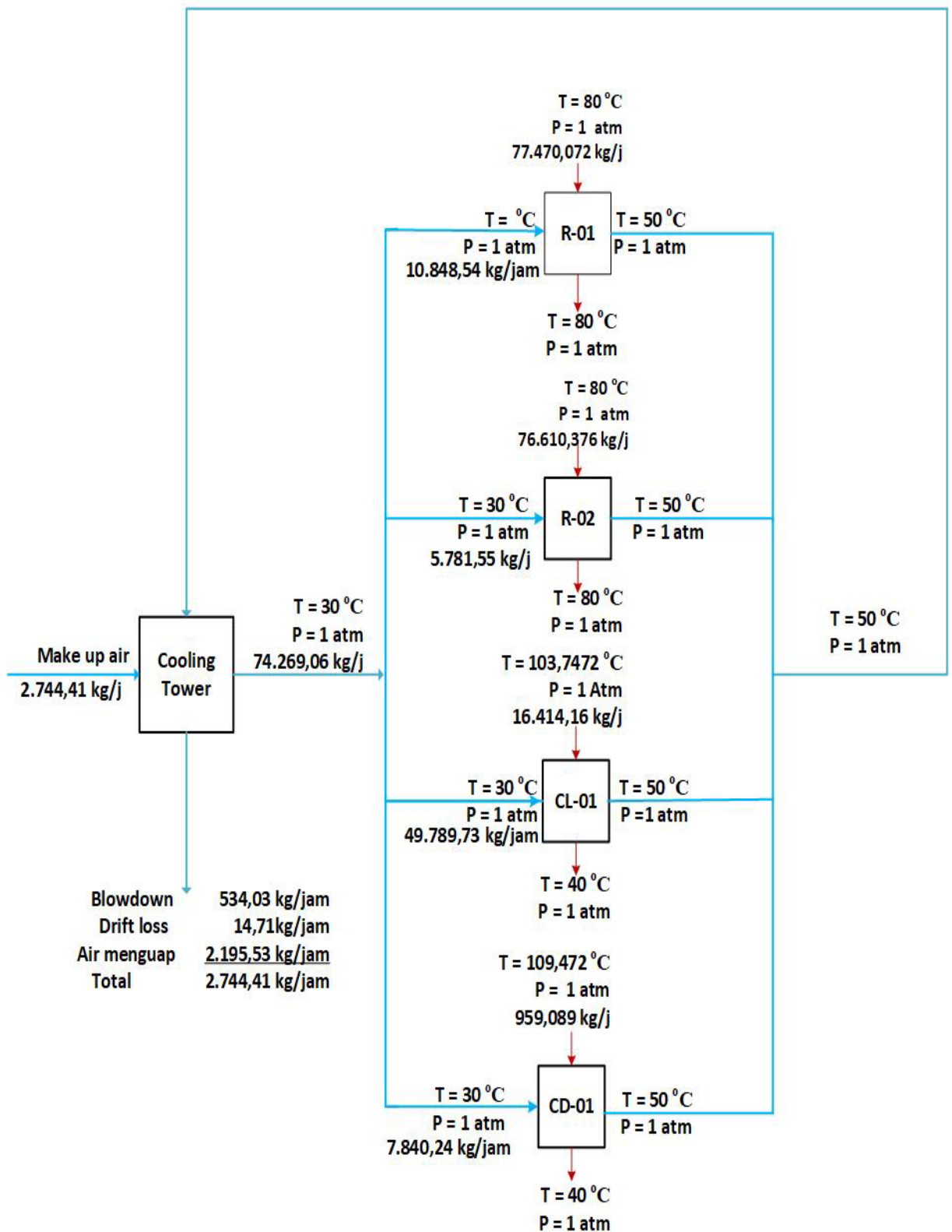
Gambar 3. 3 Diagram Alir Distribusi Udara Tekan



Gambar 3. 4 Diagram Alir Distribusi Penggunaan Listrik



Gambar 3. 5 Diagram Alir Distribusi Steam



Gambar 3. 6 Diagram Alir Distribusi Air Pendingin



BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

V.1 Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh kepala departemen. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah



rapat umum para pemilik saham / Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

V.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem 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/kepala department, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur.

Adapun tugas dari masing-masing bagian adalah sebagai berikut :

1. Klasifikasi pegawai

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

2. Sistem penggajian

Sistem gaji pada karyawan dilaksanakan pada setiap awal bulan dan besarnya gaji disesuaikan dengan jabatan, tingkat pendidikan dan pengalaman kerja atau keahlian yang dimiliki.

3. Rencana kerja

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun. Karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non shift*.

a. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah para tenaga kerja yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Adapun yang termasuk para karyawan *non shift* adalah Direktur, Kepala Bagian, Kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan *non shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja



sebagai berikut:

Hari Senin - Jum'at	: Jam 07.00 – 15.00
Hari Sabtu	: Jam 07.00 – 13.00
Jam Istirahat	:
Hari Senin – Kamis	: Jam 12.00 – 13.00
Hari Jum'at	: Jam 11.00 – 13.00

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah tenaga kerja yang menangani bagian - bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian sehari semalam.

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, di mana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari istirahat tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap. Karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift I Pagi	: Jam 07.00 – 15.00
Shift II Siang	: Jam 15.00 – 23.00
Shift III Malam	: Jam 23.00 – 07.00

Masing – masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift.



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

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

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		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

1,2,3, dst : hari ke-

A,B,C,D : Kelompok kerja regu

 : Libur

Shift I : Jam 07.00 – 15.00

Shift II : Jam 15.00 – 23.00

Shift III : Jam 23.00 – 07.00

Dewan Komisaris / Pemegang Saham : 1 orang

Jumlah : 1 orang

V.2.1 Karyawan *Non Shift*

A. Direktur Utama

1. Direktur Utama : 1 orang

2. Wakil Direktur Utama : 1 orang

Jumlah : 2 orang

B. Direktur

1. Direktur Produksi dan Teknik : 1 orang



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

2. Wakil Direktur Produksi dan Teknik	: 1 orang
3. Direktur Umum dan Keuangan	: 1 orang
4. Wakil Direktur Umum dan Keuangan	: 1 orang
Jumlah	: 4 orang

C. Kepala Bagian

1. Kabag Produksi dan Utilitas	: 1 orang
2. Kabag Teknik	: 1 orang
3. Kabag R&D	: 1 orang
4. Kabag Umum	: 1 orang
5. Kabag Administrasi	: 1 orang
6. Kabag Pemasaran	: 1 orang
7. Kabag HRD	: 1 orang
Jumlah	: 7 orang

D. Kepala Seksi (Kasi)

1. Kasi Proses dan Produksi	: 1 orang
2. Kasi Control Room	: 1 orang
3. Kasi Quality Control	: 1 orang
4. Kasi Utilitas	: 1 orang
5. Kasi Pemeliharaan dan Bengkel	: 1 orang
6. Kasi Laboratorium	: 1 orang
7. Kasi R&D	: 1 orang
8. Kasi Humas	: 1 orang
9. Kasi Keamanan	: 1 orang
10. Kasi Logistik dan Transportasi	: 1 orang
11. Kasi Keuangan	: 1 orang
12. Kasi pembelian dan Penjualan	: 1 orang
13. Kasi Analisis Pemasaran	: 1 orang
14. Kasi Perencanaan Pasar	: 1 orang
15. Kasi K3	: 1 orang
16. Kasi Personalia	: 1 orang



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun

17. Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	: 1 orang
18. Kasi Gudang	: 1 orang
Jumlah	: 18 orang

E. Staff

1. Staff Proses dan Produksi	: 2 orang
2. Staff Control Room	: 1 orang
3. Staff Quality Control	: 2 orang
4. Staff Utilitas	: 2 orang
5. Staff Pemeliharaan dan Bengkel	: 2 orang
6. Staff Laboratorium	: 1 orang
7. Staff R&D	: 2 orang
8. Staff Humas	: 1 orang
9. Staff Kemanan	: 2 orang
10. Staff Logistik dan Transportasi	: 1 orang
11. Staff Keuangan	: 1 orang
12. Staff Gudang	: 1 orang
13. Staff Pembelian dan Penjualan	: 2 orang
14. Staff Analisis Pemasaran	: 2 orang
15. Staff Perencanaan Pasar	: 2 orang
16. Staff Personalia	: 1 orang
17. Staff Pelatihan Tenaga Kerja	: 1 orang
18. Staff K3	: 1 orang
Jumlah	: 27 orang

F. Kesehatan dan Driver

1. Dokter	: 2 orang
2. Perawat	: 4 orang
3. Driver	: 6 orang
Jumlah	: 12 orang

Total Karyawan *Non Shift* : 71 orang



V.2.2 Karyawan *Shift*

Tabel 4. 1 Data Karyawan *Shift*

No	Jabatan	Jumlah Orang per regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1.	Keamanan	3	4	12
2.	Quality Control	2	4	8
3.	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4.	Control Room	2	4	8
5.	Laboratorium	2	4	8
6.	K3	2	4	8
Jumlah				52

V.2.3 Buruh *Shift* Bagian Produksi

Tabel 4. 2 Data Buruh *Shift* Bagian Produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Reaktor	2	0,5	4	4
2	RDVF	1	0,5	4	2
3	Evaporator	1	0,5	4	2
5	Mixer	1	0,5	4	2
6	Cooler	1	0,25	4	1
7	Heater	1	0,25	4	1
8	Condensor	1	0,25	4	1
9	Pompa Vakum	1	0,25	4	1
10	Gudang	2	0,25	4	2
11	Tangki	3	0,25	4	3
12	Hooper	1	0,25	4	1
13	Screw Conveyor	1	0,25	4	1
14	Bucket Elevator	1	0,25	4	1
15	Belt Elevator	1	0,25	4	1
16	Kompresor	1	0,25	4	1
17	Pompa	9	0,25	4	9
18	Akumulator	1	0,25	4	1
Jumlah					34



V.2.4 Buruh *Shift* Bagian Utilitas

Tabel 4. 3 Data Buruh *Shift* Bagian Utilitas

No	Alat Utilitas	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Pompa	8	0,25	4	8
2	Kompresor Udara	1	0,25	4	1
3	Bak Air Bersih	1	0,25	4	1
4	AE dan KE	4	0,25	4	4
5	Deaerator	1	0,25	4	1
6	Boiler	1	0,25	4	1
7	Tangki NaOH	1	0,25	4	1
8	Tangki H ₂ SO ₄	1	0,25	4	1
9	Kondensor	1	0,25	4	1
10	Bak Air Sanitasi	1	0,25	4	1
11	<i>Cooling Tower</i>	1	0,25	4	1
12	Tangki	9	0,25	4	9
13	Generator	2	0,25	4	2
Jumlah					18

Sehingga jumlah karyawan:

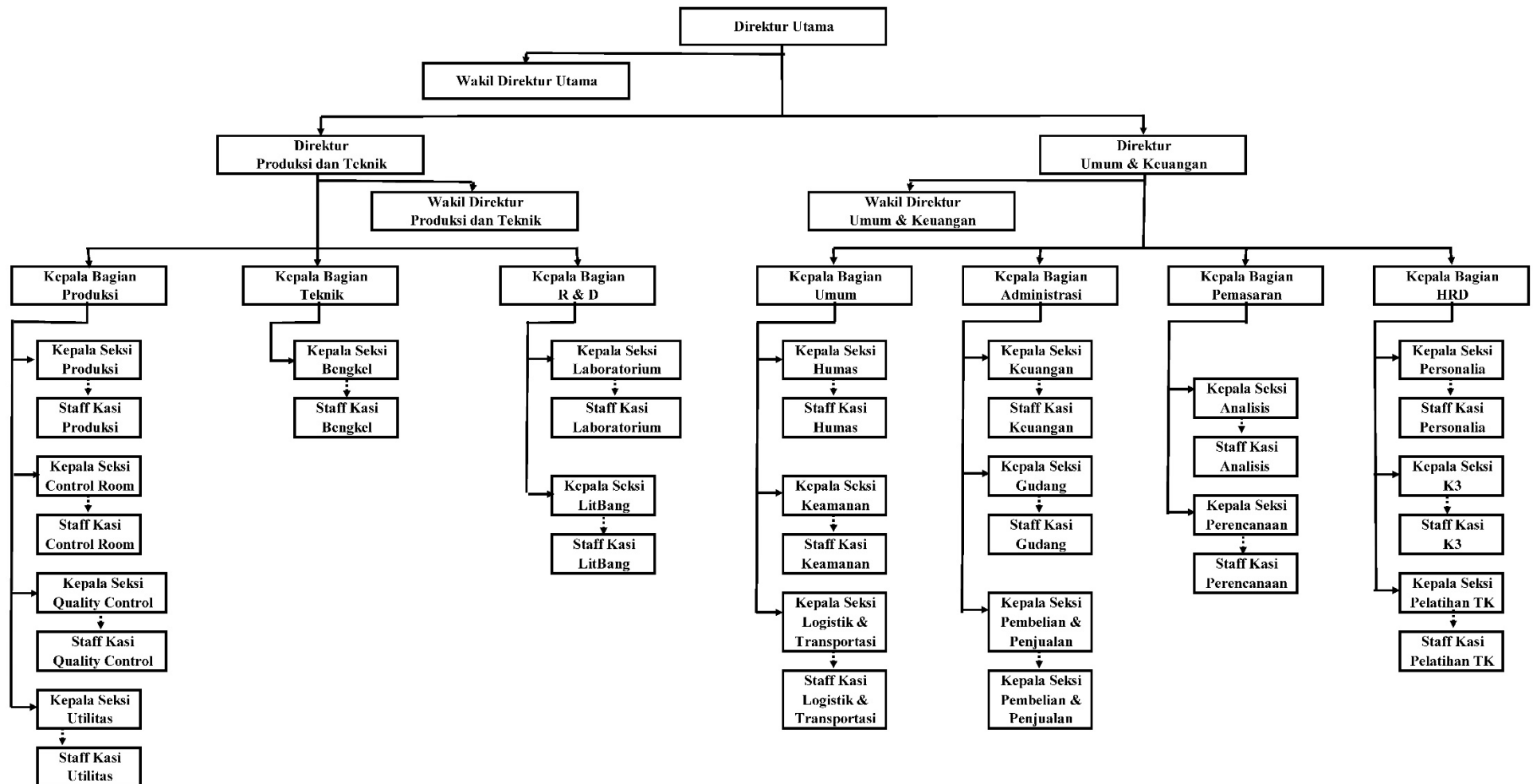
Jumlah karyawan = 71 + 52 = 123 orang

Jumlah buruh = 34 + 31 = 65 orang

Jumlah tenaga kerja = 123 + 65 = 188 orang



Prarancangan Pabrik Kimia Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam
Sulfat Kapasitas 130.000 Ton/Tahun



Gambar 4.1 Struktur Organisasi Perusahaan



V.3 Jaminan Sosial

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan tersebut berupa:

1. Tunjangan hari raya keagamaan
2. Tunjangan jabatan
3. Tunjangan istri dan anak
4. Tunjangan rumah sakit dan kematian
5. Jamsostek
6. Uang makan



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi Prarancangan Pabrik Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat meliputi penentuan harga alat, investasi biaya operasi, biaya *manufacturing*, dan analisis kelayakan. Untuk perkiraan harga alat digunakan sumber dari Aries and Newton, 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Peters and Timmerhaus, "Plant Design & Economics for Chemical Engineer" dengan mengambil harga indeks dari tahun 1955 sampai 2022 (sumber : www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index") akan didapatkan indeks tahun 2022 yaitu sebesar 615. Kurs Dollar per 5 November 2022 US\$ 1 = Rp 14.835,30 (sumber: *google search*).

Harga jual produk Asam Fosfat sebesar Rp 16.200,00/kg. Untuk mengetahui kelayakan pabrik ini, maka dilakukan evaluasi ekonomi.

VI.1 Modal Investasi

Modal investasi adalah jumlah biaya keseluruhan yang harus dikeluarkan agar suatu pabrik berdiri dan dapat beroperasi. Sejumlah modal diperlukan untuk membeli dan memasang mesin dan peralatan, lahan, serta sistem perpipaan dan instrumen kontrol. Selain itu, perlu disediakan uang untuk pembayaran biaya yang terlibat dalam operasi pabrik (Peters dan Timmerhaus, 1991). Secara garis besar modal investasi terbagi dua, yaitu:

A. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment (FCI) adalah modal untuk investasi produksi dan perlengkapannya atau biaya yang harus dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan seluruh proses dan alat penunjang lainnya. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi tetap (FCI) sebesar $\text{US\$ } 31.673.000 + \text{Rp } 777.652.000.000$



B. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu, setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan, atau modal kerja. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi kerja sebesar US\$ 8.410.000 atau Rp 124.764.873.000,00

VI.2 Biaya Produksi

Biaya produksi adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sehingga menghasilkan produk. Biaya ini terdiri dari:

A. Manufacturing Cost (MC)

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

Perusahaan mengambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

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

Dari hasil perhitungan di Lampiran diperoleh *Total Manufacturing Cost* sebesar US\$ 106.861.000 atau Rp 1.585.304.000.000,00

B. General Expense (GE)

General Expense adalah Biaya yang dikeluarkan untuk keperluan umum yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi seperti biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*Research and Development*). Dari hasil perhitungan pada lampiran diperoleh *Total General Expense* sebesar US\$ 16.415.000 atau Rp 243.516.000.000,00



VI.3 Harga Jual

Harga jual produk utama ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang diinginkan. Harga dasar produk Asam Fosfat 85 % Rp 44.500,00 /kg. Keuntungan yang diinginkan sebesar 5% sehingga diperoleh harga jual produk Asam Fosfat 85%, yaitu Rp 16.200,00/kg.

Harga jual produk samping ditentukan dari harga pasar dan kerugian yang diinginkan. Harga pasar produk HF 99% Rp. 12.000,00/kg. Kerugian yang diinginkan sebesar 15% sehingga diperoleh harga jual produk HF 99% yaitu Rp.8.400,00/kg. Harga pasar produk Gypsum Purified 75% Rp. 180,00/kg. Kerugian yang diinginkan sebesar 15% sehingga diperoleh harga jual produk Gypsum 75% Rp.126,00 /kg

VI.4 Analisa Keuntungan

Keuntungan sebelum pajak = Rp 370.882.500.000,00

Keuntungan setelah pajak = Rp 296.706.000.000,00

VI.5 Analisa Kelayakan

A. *Return On Investment (ROI)*

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

- ROI sebelum pajak = 29,73%
- ROI sesudah pajak = 23,78%

B. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah waktu maksimum yang dibutuhkan secara teoritis untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan, atas dasar keuntungan setiap tahun setelah dikurangi penyusutan.

POT sebelum pajak = 2,52 tahun

POT sesudah pajak = 2,96 tahun

C. *Break Event Point (BEP)*

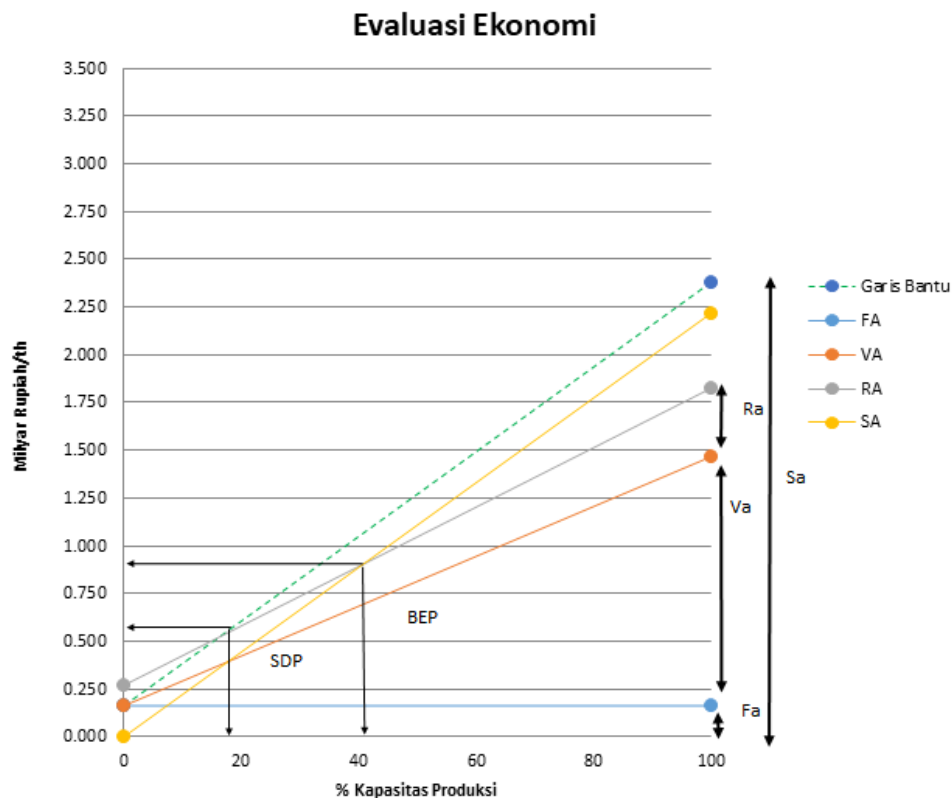
Break Event Point adalah kondisi dimana pabrik hanya mampu menjual % kapasitas produksi yang dimaksud, dan hasil penjualan yang diperoleh hanya mampu untuk membayar total biaya pengeluaran atau total *annual sales*



sama dengan total biaya produksi. Maka pabrik tidak mendapat untung tetapi juga tidak mendapat rugi. Diperoleh BEP pada 41% kapasitas produksi.

D. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah kondisi di mana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *fixed cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup. SDP terjadi pada 16,22% kapasitas produksi.



Gambar 5.1. Diagram BEP dan SDP

E. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonominya.

Analisa Discounted Cash Flow Rate:

Umur ekonominya (umur pabrik) = 9 tahun

Salvage value = Rp 42.528.000.000,00



Cash flow (CF) = Rp 458.884.000.000,00

Interest (i) = 35 %

Pada perhitungan DCF dilakukan trial and error dengan umur investasi 9 tahun. Maka DCF diperoleh sebesar:

DCF = 35 %



BAB VII

KESIMPULAN

1. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja maka pabrik Asam Fosfat dengan kapasitas produksi 130.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.
2. Berdasarkan evaluasi ekonomi Fixed Capital Investment (FC) yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 1.122.767.000.000, Working Capital (WC) Rp 124.764.873.000. Manufacturing Cost (MC) Rp 1.585.304.000.000 dan General Expenses (GE) Rp 243.516.000.000. Analisis ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 29,73% dan nilai ROI sesudah pajak adalah 23,78%. POT sebelum pajak adalah 2,52 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,96 tahun. Nilai BEP adalah 41%, nilai SDP adalah 16,22%, dan nilai DCFR adalah 35%. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi, pabrik Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan Asam Sulfat layak untuk dipertimbangkan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. & Newton, R. D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill, pp.16-37
- Badan Pusat Statistik, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, vol. I 2016 - 2020, Jakarta.
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, pp. 64, 256-342
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1993, "Chemical Engineering" 2 nd ed, vol.6, Pergamon Press, Japan, pp. 339-352.
- Faith, W.L., Lowenheim, F.A., Moran, M.K., 1975, *Faith, Keyes, and Clark's Industrial Chemicals*, 4th ed., John Wiley and Sons, New York, pp. 628 – 645.
- Fogler, H.S. (2006). *In Elements of Chemical Reaction Engineering*. Us; Pearson Education.
- Gundersen, T., 2002, *A Process Integration Primer*, SINTEF Energy Research, pp. 1 – 90.
- Ifa L. & Nurdjannah. 2002. *Ekonomi Pabrik Jawa Timur*: Wade group National Publishing, pp. 99 – 110.
- Kern, D. Q., 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-hill, pp. 111, 809, 834- 843
- Kirk, R.E., dan Othmer, D.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 5th ed., John Wiley and Sons, Inc., New York, pp. 299-316.
- Ludwig, E. E. (1999). *In Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Texas.: Gulf Publishing Co.



Perry, R.H., and Green, D., 1984, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 8th ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York, pp. 4-12.

Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). In *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Singapore: McGraw-Hill Book Co.

Powell, S. P. (1954). *Water Conditioning*. New York: McGrawHill Book Company.

Silla, H., 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: MarcelDekker, pp. 179-298.

Smith, R, 1995, *Chemical Process Design*, McGraw Hill International Book Company,
Singapore, pp. 9.

Treyball, R. E., 1980, *Mass Transfer Operation*, McGraw Hill International Book Company, Singapore, pp. 195-206.

Yaws, C. L., *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill International Book Company, New York, pp. 83-363.

<https://www.alibaba.com>

<https://cirp.com.au>

<https://www.jiipe.com/>

<http://www.matche.com/>

<https://www.market.com/>

<https://petrokimia-gresik.com>

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

<http://www.sulphuric-acid.com/>

<https://www.usgs.gov>

Lampiran

Spesifikasi Alat Proses

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Ukuran (m)	Harga (US\$)	Jumlah
R-01 R-02	Reaktor	Mereaksikan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ dengan H_2SO_4 dan H_2O menjadi $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, H_3PO_4 , dan HF	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	D : 3,55M H : 5,33 M	117.500	2
M-01	Mixer	campurkan batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ dan air (H_2O) sebelum masuk reaktor	Tangki Berpengaduk	D : 4,22 M H : 6,33 M	69.000	1
RDVF	Rotary Drum Vacuum Filter	Menyaring padatan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$, SiO_2 , Fe_2O_3 , K_2O , MgO , Al_2O_3 ,dan $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang masih terkandung dalam hasil reaksi	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	D : 3,048 M L : 3,657 M	5.500	1
EV-01	Evaporator	Memekatkan larutan dengan menguapkan H_2O	<i>Short-tube Vertical Evaporator</i>	D : 0,9144 M H : 5,0515 M	8.500	1
K-01	Kompresor	Menaikkan tekanan umpan HF dari 1 atm menjadi tekanan 3 atm	<i>Centrifugal Compressor</i>		13.000	1

Spesifikasi Alat Penyimpanan

Kode	Nama A lat	Fungsi	Jenis	Ukuran (m)	Harga (US\$)	Jumlah
T-01	Tangki 01	Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H_2SO_4) 98% dengan impuritis air (H_2O) 2% pada suhu 30°C dan tekanan 1	Tangki silinder tegak dengan atap torispherical	D : 24 M H : 15 M	967.000	1
T-02	Tangki 02	Menampung larutan hydrogen fluoride (HF) pada suhu 40 °C dan tekanan 3 atm	Tangki horizontal (Pressure Vessel dengan saddle support)	D : 5 M H : 10 M	33.500	1
T-03	Tangki 03	Menyimpan bahan baku Asam Fosfat (H_3PO_4) 85% dengan impuritis air (H_2O) 9% dan asam sulfat (H_2SO_4) 6% pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm	Tangki silinder tegak dengan atap torispherical	D : 16 M H : 10 M	421.000	1
G-01	Gudang 01	Menyimpan bahan baku batuan fosfat	Bangunan	P : 14,5 M L: 7,5 M T : 9 M	4.000	1
G-02	Gudang 02	Menyimpan bahan gipsum	Bangunan	P : 30,5M L: 15,5 M T : 19,5 M	8.000	1
(H-01)	Hooper	Menampung sementara	Silinder vertical dengan	D : 2,76 M	6.316,22	1

Lampiran

		Ca ₅ F(PO ₄) ₃ sebelum masuk ke mixer	bagian dasar berbentuk conical bottom head.	H : 2,76 M		
AC	Akumulator	Menampung sementara hasil cair keluaran Condensor		D : 0,45 M L : 1,35 M	1.994,59	1

Spesifikasi Alat Transportasi

Kode	Nama Alat	Fungsi	Oprasi	Ukuran (m)	Harga (US\$)	Jumlah
(SC-01)	Screw Conveyor	Mengangkut batuan fosfat (Ca ₅ F(PO ₄) ₃) dari gudang menuju <i>hooper</i> .	<i>Continuous</i>	D : 7 IN L : 7,62 M	7,000	1
(BC-01)	Belt Conveyor	Mengangkut cake dari <i>rotary drum vacuum filter</i> menuju Gudang	<i>Continuous</i>	L : 10 M Lebar Belt : 18 IN v : 250 ft/menit	4.000	1
(BE-01)	Bucket Elevator	Menaikkan batuan fosfat (Ca ₅ F(PO ₄) ₃) dari <i>belt conveyor</i> menuju <i>hooper</i>	<i>Centrifugal Discharge</i>	L : 5 IN H : 34,35 IN	3.500	1

Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Luas transfer panas (A)	Kondisi Operasi	Harga (US\$)	Jumlah
(HE-01)	Heater	Memanaskan H_2SO_4 94% dari suhu 30°C sampai suhu 80°C sebelum diumpankan menuju Reaktor.	<i>Double-pipe Heat Exchanger</i>	28,59 ft ²	P : 1 atm T : 80 °C	5.000	1
(C-01)	Cooler	Mendinginkan H_3PO_4 85% dari suhu 103,7472 °C sampai suhu 40°C sebelum menuju Tangki Penyimpanan	<i>Double-pipe Heat Exchanger</i>	65,33 ft ²	P : 1 atm T : 103,75 °C	23.500	
(CD-01)	Kondensor	Mengembunkan uap HF yang keluar dari Reaktor 1 (R-01) dan Reaktor 2 (R-02) dari suhu 107,096°C dan keluar pada suhu 40°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 35°C dengan pengontakan secara Counter-current	<i>Double Pipe Condenser</i>	115.301 ft ²	P : 1 atm T : 107,096 °C	3.500	1

Spesifikasi Pompa

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Daya (Hp)	Harga	Jumlah
(P-01)	Pompa 01	Memompa bahan baku berupa H ₂ SO ₄ dari tangki unit pembelian menuju Tangki penyimpanan (T-01)	Pompa sentrifugal	3	3.000	2
(P-02)	Pompa 02	Memompa bahan baku berupa H ₂ SO ₄ dari tangki penyimpanan menuju Reaktor (R-01)	Pompa sentrifugal	1	3.000	2
(P-03)	Pompa 03	Memompa campuran batuan fosfat dan air dari mixer menuju Reaktor (R-01)	Pompa sentrifugal	3	4.000	2
(P-04)	Pompa 04	Memompa hasil cair Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02)	Pompa sentrifugal	5	5.000	2
(P-05)	Pompa 05	Memompa HF dari Kondensor (CD-01) menuju Tangki (T-02)	Pompa sentrifugal	0,5	2.000	2
(P-06)	Pompa 06	Memompa hasil reaksi fase cair dari RDVF menuju Evaporator	Pompa sentrifugal	2	4.000	2
(P-07)	Pompa 07	Memompa hasil bawah fase cair Evaporator menuju Tangki (T-03)	Pompa sentrifugal	1,5	3.000	2
(P-08)	Pompa 08	Memompa HF dari Tangki (T-02) menuju Tangki unit penjualan	Pompa sentrifugal	0,5	2.000	2

Lampiran

(P-09)	Pompa 09	Memompa H ₃ PO ₄ dari Tangki (T-03) menuju Tangki unit penjualan	Pompa sentrifugal	0,5	3.000	2
(PV-01)	Pompa Vacuum	Membuat kondisi operasi RDVF menjadi vacuum	<i>Vacuum Pump</i>	20	12.000	2

Spesifikasi Alat Utilitas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Ukuran (m)	Harga (US\$)	Jumlah
AE-01	Anion Exchanger	Menghilangkan kadar mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif	Tangki silinder vertikal	D : 0,92 H : 19,98	106.500	2
B-01	Boiler	Membuat steam jenuh pada suhu 120 oC dengan tekanan 1,82 atm	Fire tube boiler	D : 3,28 P : 6,58	500.000	1
BU-01	Bak Air Bersih	Menampung air bersih dari PT Kawasan Industri JIPE	Bak persegi panjang	P : 86 L : 42,99 H : 15	10.000.000	1

Lampiran

BU-02	Bak Air Sanitasi	Menampung air sanitasi	Tangki blok persegi panjang	P : 5,42 L : 2,72 H : 2	7.500	1
BU-03	Bak sirkulasi	Menampung air hasil sirkulasi pendingin pada cooler, condensor, dan Reaktor	Bak persegi panjang	P : 8,46 L : 4,23 H : 15	140.000	1
CT	Cooling Tower	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah di pergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali	Mechanical induceddraft counterflow cooling tower	P : 3,6 L : 3,6 H : 4,6	46.500	1
DA-01	Deaerator	Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ , CO, CO ₂ , dll	Tangki silinder horizontal yang berisi bahan isian	D : 3,60 P : 3,95	8.500	1
KE-01	Kation Exchanger	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na ⁺ , Ca ²⁺ , Ba ⁺)	Tangki silinder vertikal	D : 0,97 H : 9,37	75.000	2

Lampiran

TU-01	Tangki Klorinasi	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.	Tangki Silinder Tegak	P : 2,2206 L : 1,1103 H : 4	16.500	1
TU-02	Tangki H ₂ SO ₄	Melarutkan larutan H ₂ SO ₄ 2% untuk regenerasi <i>kation exchanger</i>	Tangki silinder vertikal	D : 1,22 H : 2,22	6.500	1
TU-03	Tangki NaOH	Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi <i>anion exchanger</i>	Tangki silinder vertikal	D : 0,87 H : 1,65	3.500	
TU-04	Tangki Hidrazin	Menampung larutan hidrazin 1% yang digunakan dalam tangki deaerator.	Tangki silinder vertikal	D : 1,07 H : 2,78	16.500	1
TU-05	Tangki Bahan Bakar Boiler	Menyimpan bahan bakar untuk persediaan bahan bakar boiler	Silindrical Horizontal Tank	D : 3,98 P : 12,94	133.000	2

Lampiran

TU-06	Tangki Kondensat	Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi	Tangki silinder horizontal	D : 1,70 P : 5,55	13.000	1
TU-07	Tangki Air Proses	Menampung air proses hasil dari demineralisasi	Tangki silinder tegak kerucut	D : 12,20 H : 16,46	332.500	1
TU-08	Tangki Silika	Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan	Tangki silinder vertikal dengan bahan isianSilica	D : 2,00 H : 4,00	13.500	2
TU-09	Tangki Udara Tekan	Menampung udara tekan	Tangki Silinder Horizontal	D : 2,49 P : 7,48	36.500	1

Lampiran

Lampiran Pompa Utilitas

Kode	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Q (m ³ /jam)	Head Pump (m)	Daya (Hp)	Bahan Konstruksi	Harga (US\$)	Jumlah
PU-01	Pompa 01	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower dan Ion Exchanger.	Centrifugal Pump	37,15	10,8584	7,5	Commercial Steel	2.000	2
PU-02	Pompa 02	Mengalirkan air dari Media Pendingin Menuju ke Cooling Tower	Centrifugal Pump	81,75	6,25	3	Commercial Steel	3.500	2
PU-03	Pompa 03	Memompa air dari Kation Exchanger (KE-01) menuju AnionExchanger (AE-01)	Centrifugal Pump	30,74	28,90	5	Commercial Steel	2.000	2

Lampiran

PU-04	Pompa 04	Mengalirkan air dari Deaerator menuju ke Boiler	Centrifugal Pump	4,66	5,27	0,5	Commercial Steel	1.800	2
PU-05	Pompa 05	Mengalirkan air dari Tangki Kondensat menuju Tangki Umpan Boiler	Centrifugal Pump	3,86	2,85	0,5	Commercial Steel	1.700	2
PU-06	Pompa 06	Memompa air dari bak hasil sirkulasi pendingin menuju cooling tower	Centrifugal Pump	80,68	7,54	5	Commercial Steel	3.500	
PU-07	Pompa 07	Mengalirkan air dari Tangki Air Proses ke Mixer	Centrifugal Pump	23,05	102,03	3	Commercial Steel	1.700	2
PU-08	Pompa 08	Mengalirkan air dari Tangki Air Proses ke Mixer	Centrifugal Pump	7,68	249,32	10	Commercial Steel	1.500	2

1. Fluida Umpan Masuk Evaporator-01 (FC-01)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Flow(t) $\uparrow$	Flow(t) $\uparrow$	D	+
Sensor	Flow(t) $\uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = P_{sp} - P(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times r(t)$$

$$= m + (+) (-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

2. Flow Campuran Keluar Tangki-01 (FC-02)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Flow(t) $\uparrow$	Flow(t) $\uparrow$	D	+
Sensor	Flow(t) $\uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = P_{sp} - P(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times r(t)$$

$$= m + (+) (-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

3. Flow Control air pencuci RDVF (FC-03)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Flow(t) $\uparrow$	Flow(t) $\uparrow$	D	+
Sensor	Flow(t) $\uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$K_{asus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = P_{sp} - P(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times r(t)$$

$$= m + (+) (-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

4. Flow Control air proses mixer (FC-04)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Flow(t) $\uparrow$	Flow(t) $\uparrow$	D	+
Sensor	Flow(t) $\uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$\begin{aligned}
 K_c &= (+) \\
 \text{Kasus} &= T(t) \uparrow \\
 e(t) &= P_{sp} - P(t) \\
 &= (-) \\
 m(t) &= m + K_c \times r(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

5. Ketinggian Cairan di Dalam Mixer -01 (LC-01)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Fliq(t) $\downarrow$	h(t) $\uparrow$	R	-
Sensor	h(t) $\uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AC)	Signal $\uparrow$	%OV $\downarrow$	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$\begin{aligned}
 K_c &= (+) \\
 \text{Kasus} &= h(t) \uparrow \\
 e(t) &= h_{sp} - h(t) \\
 &= (-) \\
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga ketinggian akan kembali mencapai *setpoint*nya.

6. Ketinggian Cairan di Dalam Reaktor -01 (LC-02)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Fliq(t) ↓	h(t) ↑	R	-
Sensor	h(t) ↑	Signal ↑	D	+
Valve (AC)	Signal ↑	%OV ↓	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = h(t) \uparrow$$

$$e(t) = h_{sp} - h(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times e(t)$$

$$= m + (+) (-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga ketinggian akan kembali mencapai *set* pointnya.

7. Ketinggian Cairan di Dalam Reaktor -02 (LC-03)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Fliq(t) ↓	h(t) ↑	R	-
Sensor	h(t) ↑	Signal ↑	D	+
Valve (AC)	Signal ↑	%OV ↓	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = h(t) \uparrow$$

$$e(t) = Fliq - h(t)$$

$$= (-)$$

$$\begin{aligned}
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga ketinggian akan kembali mencapai *set* pointnya.

8. Ketinggian Cairan di Dalam Evaporator (LC-04)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{Liq}(t) \uparrow$	$h(t) \downarrow$	R	-
Sensor	$h(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AC)	Signal $\uparrow$	%OV $\downarrow$	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$\begin{aligned}
 K_c &= (+) \\
 \text{Kasus} &= h(t) \uparrow \\
 e(t) &= F_{liq} - h(t) \\
 &= (-) \\
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan membesar, sehingga suhu akan kembali mencapai *setpoint*nya.

9. Ketinggian Cairan di Dalam Accumulator (LC-05)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	Fliq(t) ↓	h(t) ↑	R	-
Sensor	h(t) ↑	Signal ↑	D	+
Valve (AC)	Signal ↑	%OV ↓	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

K_c = (+)

Kasus = h(t) ↑

e(t) = Fliq - h(t)

= (-)

m(t) = m + $K_c \times e(t)$

= m + (+) (-)

= m ↓

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga ketinggian akan kembali mencapai *set point*nya.

10. Tekanan Discharge Kompresor (PC-01)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{kb}(t)$ ↑	P(t) ↓	D	-
Sensor	P(t) ↑	Signal ↑	D	+
Valve (AC)	Signal ↑	%OV ↓	R	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

K_c = (-)

Kasus = P(t) ↓

$$\begin{aligned}
 e(t) &= P_{sp} - P(t)(+) \\
 &= m + K_c \times e(t) \\
 m(t) &= m + (-)(+) \\
 &= m \downarrow \\
 &=
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga tekanan akan kembali mencapai set pointnya

11. Suhu Suspensi Batuan Fosfat M-1 (TC-01)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{steam}}(t) \uparrow$	$T(t) \uparrow$	D	+
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$\begin{aligned}
 K_c &= (+) \\
 \text{Kasus} &= T(t) \uparrow \\
 e(t) &= T_{sp} - T(t) \\
 &= (-) \\
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+)(-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

12. Suhu Fluida Reaktor-01 (TC-02)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{water}}(t) \uparrow$	$T(t) \downarrow$	D	-
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AC)	Signal $\uparrow$	%OV $\downarrow$	D	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = T_{\text{sp}} - T(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times e(t)$$

$$= m + (+)(-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan naik, sehingga flow akan kembali mencapai set pointnya.

13. Suhu Fluida Reaktor-02 (TC-03)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{water}}(t) \uparrow$	$T(t) \downarrow$	D	+
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AC)	Signal $\uparrow$	%OV $\downarrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = T_{\text{sp}} - T(t)$$

$$= (-)$$

$$\begin{aligned}
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka % bukaan valve akan naik, sehingga flow akan kembali mencapai set pointnya

14. Suhu Fluida Masuk Evaporator-01 (TC-04)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{steam}}(t) \uparrow$	$T(t) \uparrow$	D	+
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	D	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$\begin{aligned}
 e(t) &= T_{sp} - T(t) \\
 &= (-)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m(t) &= m + K_c \times e(t) \\
 &= m + (+) (-) \\
 &= m \downarrow
 \end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

15. Suhu Fluida Dari Heat Exchanger Menuju Reaktor-01 (TC-05)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{steam}}(t) \uparrow$	$T(t) \uparrow$	D	+
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AO)	Signal $\uparrow$	%OV $\uparrow$	R	+
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (+)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = T_{\text{sp}} - T(t)$$

$$= (-)$$

$$m(t) = m + K_c \times e(t)$$

$$= m + (+)(-)$$

$$= m \downarrow$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan naik, sehingga flow akan kembali mencapai set pointnya.

16. Suhu Fluida keluar Kompresor-01 (TC-06)

Elemen	ΔI (MV)	ΔO (CV)	R/D	+/-
Process	$F_{\text{water}}(t) \uparrow$	$T(t) \downarrow$	D	-
Sensor	$T(t) \uparrow$	Signal $\uparrow$	D	+
Valve (AC)	Signal $\uparrow$	%OV $\downarrow$	D	-
Controller			R	-
FBC				-

Aksi Controller = *Reverse*

$$K_c = (-)$$

$$\text{Kasus} = T(t) \uparrow$$

$$e(t) = T_{\text{sp}} - T(t)$$

$$= (-)$$

$$\begin{aligned}m(t) &= m + K_c \times r(t) \\&= m + (-) (+) \\&= m \downarrow\end{aligned}$$

Nilai m yang berkurang artinya laju alir udara tekan akan turun, maka %bukaan valve akan menurun, sehingga suhu akan kembali mencapai set pointnya.

Lampiran

No	Controler	Control Variabel (CV)	Manipulated Variable (MV)	Valve	Sensor	Control Acting
1	FC-01	laju alir rdvf	laju alir rdvf	FC-AO	Differential meter	Reverse
2	FC-2	laju alir tangki 1 (arus 1)	laju alir tangki 1 (arus 1)	FC-AO	Differential meter	Reverse
3	FC-03	Laju alir air pencuci RDVF (arus 12)	Laju alir air pencuci RDVF (arus 12)	FC-AO	Differential meter	Reverse
4	FC-04	Laju Alir Air Mixer (arus 3)	Laju Alir Air Mixer (arus 3)	FC-AO	Differential meter	Reverse
4	LC-01	Ketinggian cairan Mixer-1 (arus 4)	Laju Alir Menuju Reaktor-1 (arus 4)	FO- AC	Differential pressure cell	Reverse
5	LC-02	Ketinggian cairan Reaktor1 (arus 5)	Laju Alir Menuju Reaktor-2 (arus 4)	FO- AC	Differential pressure cell	Reverse
6	LC-03	Ketinggian cairan Reaktor2 (arus 7)	Laju Alir Menuju RDVF (arus 7)	FO- AC	Differential pressure cell	Reverse
8	LC-04	Ketinggian Cairan pada Evaporator (arus 14)	Laju Alir Menuju Tangki penyimpanan (arus 14)	FO- AC	Differential pressure cell	Reverse
9	LC-05	Ketinggian Cairan pada akumulator (arus 19)	Laju Alir Menuju Tangki penyimpanan (arus 9)	FO- AC	Differential pressure cell	Reverse
10	PC-01	Tekanan keluar reaktor (arus 9)	Laju Alir Menuju Kompresor (arus 9)	FO- AC	Differential pressure cell	Direct
11	TC-01	Suhu di dalam Mixer-1 (arus 4)	Laju alir menuju Reaktor-1 (arus 4)	FC-AO	Thermocouple	Reverse
12	TC-02	Suhu di dalam Reaktor-1 (arus 5)	Laju alir menuju Reaktor-2 (arus 5)	FO- AC	Thermocouple	Reverse
13	TC-03	Suhu di dalam Reaktor-2 (arus 7)	Laju Alir Menuju RDVF (arus 7)	FO- AC	Thermocouple	Reverse
14	TC-04	Suhu di dalam Evaporator (arus 14)	Laju Alir Menuju Tangki penyimpanan (arus 14)	FC-AO	Thermocouple	Reverse
15	TC-05	Suhu keluaran dari tangki 1(arus 1)	Laju alir menuju Reaktor-1 (arus 1)	FC-AO	Thermocouple	Reverse
16	TC-06	Suhu keluaran dari condensor (arus 9)	Laju Alir Menuju Tangki penyimpanan (arus 9)	FO- AC	Thermocouple	Reverse

LAMPIRAN REAKTOR

REAKTOR (R-01 dan R-02)

Tugas : Mereaksikan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ dengan H_2SO_4 dan H_2O menjadi $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, H_3PO_4 , dan HF .

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

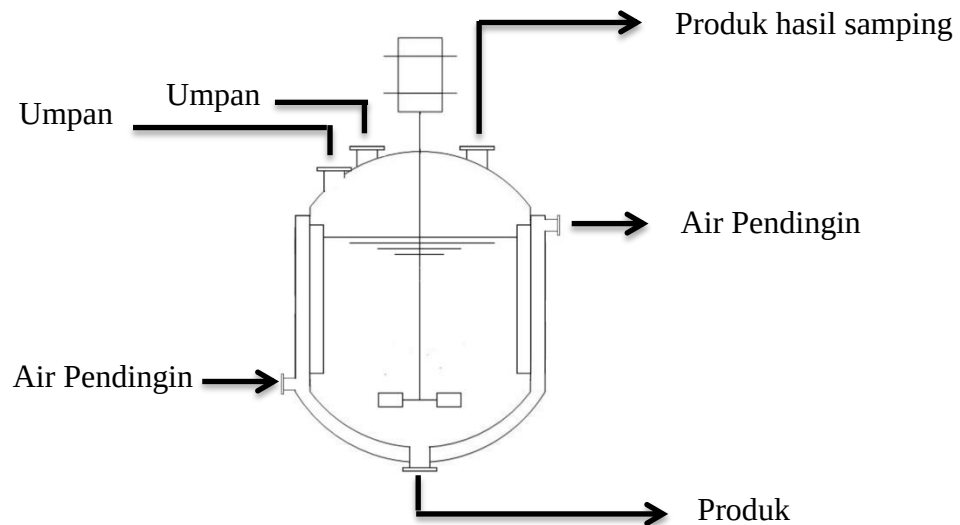
Jumlah: 2 unit

Kondisi Operasi:

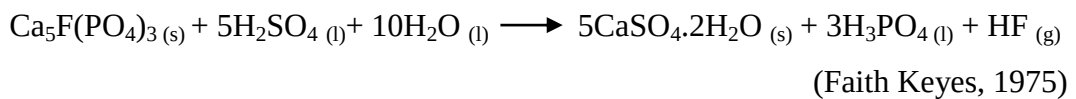
Tekanan: 1 atm

Suhu : 80 °C

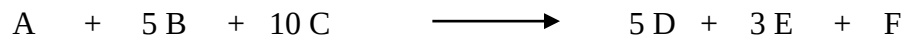
Suhu operasi pada reaktor dipilih 80°C karena pada kondisi tersebut menghasilkan konversi yang tinggi dengan konversi sebesar 95%, sedangkan pada suhu 70°C konversi lebih kecil yaitu 86% (Faith Keyes, 1975)



Persamaan Reaksi :

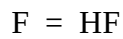
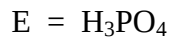
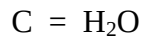
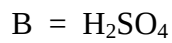
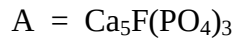


Misal :



LAMPIRAN REAKTOR

dimana :



Reaksi merupakan orde 2 terhadap masing masing reaktan, maka persamaan kecepatan reaksi

$$\text{Laju reaksi} : -r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Tabel Stoikiometri

Komponen	Masuk	Beraksi	Keluar
A	FA0	-FA0.XA	FA0 - FA0.XA
B	FB0	-5FA0.XA	FB0 - 5FA0.XA
C	FC0	-10FA0.XA	FC0 - 10FA0.XA
D	0	5FA0.XA	5FA0.XA
E	0	FA0.XA	FA0.XA
F	0	3FA0.XA	3FA0.XA

1. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi Massa	Densitas Kg/lt	Debit lt/jam	Q m3/jam
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,310	49,95	25.192,10	0,325	3,202	7.867,12	7,87
SiO_2	60,090	38,20	2.295,41	0,030	2,611	879,13	0,88
Fe_2O_3	159,700	1,80	286,93	0,004	5,045	56,88	0,06
K_2O	94,200	1,52	143,46	0,002	2,266	63,31	0,06
MgO	40,310	2,14	86,08	0,001	3,518	24,47	0,02
Al_2O_3	101,960	1,13	114,77	0,001	3,931	29,19	0,03
H_2SO_4	98,090	247,47	25.306,86	0,327	1,777	24.643,65	24,64
H_2O	18,020	1.391,64	24.044,39	0,310	0,985	14.112,17	14,11
Total		1.733,84	77.470,07	1,000		47.675,93	47,68

LAMPIRAN REAKTOR

2. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi dan Jumlah Reaktor

a. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi dan Optimasi Jumlah Reaktor

Dari buku Faith, 1975 dan perhitungan :

Suhu Operasi : 80 °C

Waktu : 4 jam

Konversi : 95% = 0,95

$$K : \frac{X_A}{t C_{A0} (1-X_A)(M-5X_A)} = 22,23 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Reaksi di Reaktor

Persamaan Kinetika

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_B = C_{A0}(M - 5X_A)$$

Neraca Mol

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

$$F_{A0} - F_{A0} \cdot (1 - X_A) + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} - F_{A0} + F_{A0} \cdot X_A + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} \cdot X_A + r_A \cdot V = 0$$

$$-r_A \cdot V = F_{A0} \cdot X_A$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_A C_b}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 5C_{A0}X_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0}(1 - X_A)C_{A0}\left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - 5X_A\right)}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0}^2(1 - X_A)(M - 5X_A)}$$

$$k = \frac{F_{A0} X_A}{V C_{A0}^2(1 - X_A)(M - 5X_A)}$$

$$k = \frac{Q_0 X_A}{V C_{A0}(1 - X_A)(M - 5X_A)}$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$k = \frac{X_A}{t C_{A0}(1 - X_A)(M - 5X_A)}$$

$$k = \frac{0,95}{4 \times 1,047 (1-0,95)(4,954-5 \times 0,95)} = 22,23 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

b. Konversi dan Optimasi Jumlah Reaktor

Diketahui :

$$\text{Konversi} = 95\% = 0,95$$

$$F_{Ao} = \frac{\text{Massa Ca}_5\text{F(PO}_4)_3}{\text{BM Ca}_5\text{F(PO}_4)_3} = \frac{7751,415}{504,31} = 49,95 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$Q_o = 47,67 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{Ao} = \frac{49,95}{47,67} = 1,047 \text{ kmol/ m}^3$$

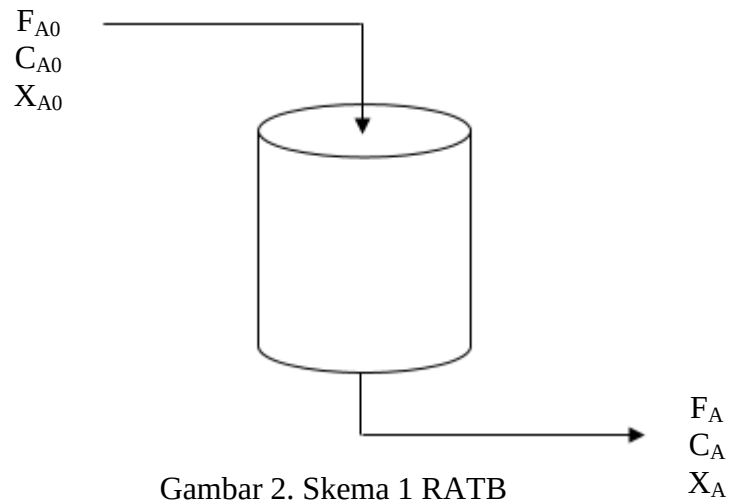
$$C_{Bo} = \frac{247,46}{47,67} = 5,19 \text{ kmol/ m}^3$$

$$M = \frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} = 4,954$$

$$k = \frac{X_a}{t C_{Ao} (1-X_a)(M-5X_a)} = \frac{0,95}{4 \times 1,047 (1-0,95)(4,954-5 \times 0,95)} = 22,23 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

LAMPIRAN REAKTOR

Untuk 1 RATB



Gambar 2. Skema 1 RATB

Neraca Massa Komponen A

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

$$F_{A0} - F_{A0} \cdot (1 - X_A) + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} - F_{A0} + F_{A0} \cdot X_A + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} \cdot X_A + r_A \cdot V = 0$$

$$-r_A \cdot V = F_{A0} \cdot X_A$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_A C_b}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - 5 C_{A0} X_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - 5 X_A \right)}$$

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - 5 X_A)}$$

$$V = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,95}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}} \times 1,0472 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1 - 0,95) (4,954 - (5 \times 0,95))}$$

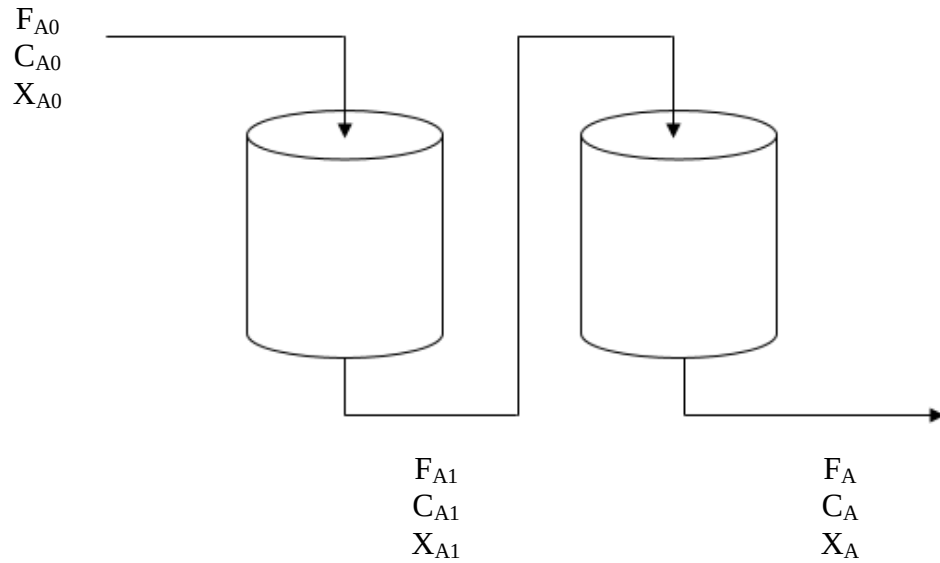
$$V = 199,82 \text{ m}^3$$

$$t = \frac{V}{Q_0} = \frac{199,82 \text{ m}^3}{47,67 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$t = 4,20 \text{ jam}$$

LAMPIRAN REAKTOR

Untuk 2 RATB



Gambar 3. Skema 2 RATB

$$V1 = \frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})}$$

$$V2 = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$V1 = V2$$

$$\frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$\frac{(X_{A1} - X_{A0})}{(1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$\frac{(X_{A1})}{(1 - X_{A1})(4,954 - 5X_{A1})} = \frac{(0,95 - X_{A1})}{(1 - 0,95)(M - 5 \times 0,95)}$$

Dengan metode goal seek didapatkan nilai

$$X_{A1} = 0,86$$

$$V1 = \frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})}$$

$$V1 = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,86}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1 - 0,86)(4,954 - (5 \times 0,86))}$$

$$V1 = 19,55 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$V_2 = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

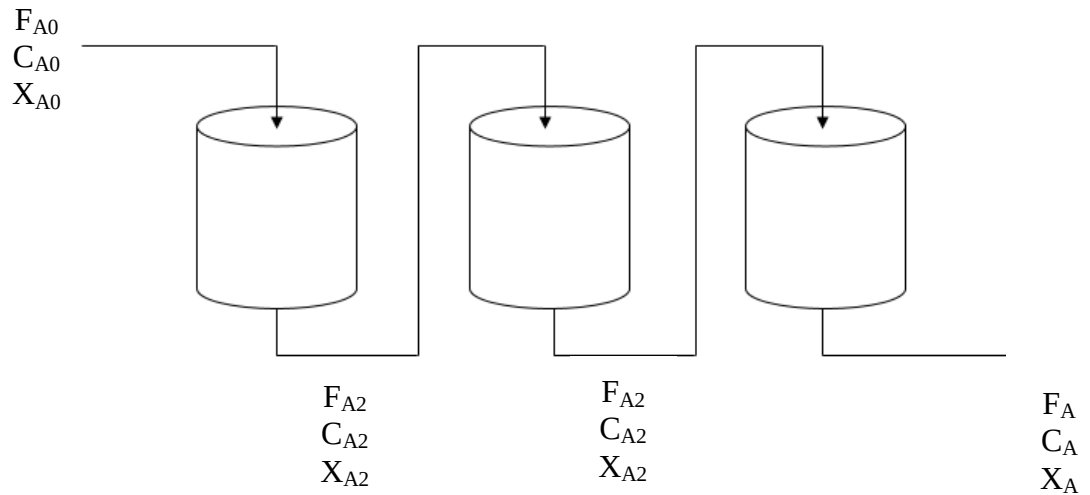
$$V_2 = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times (0,95 - 0,86)}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1 - 0,95)(4,954 - (5 \times 0,95))}$$

$$V_2 = 19,55 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = (5,70 + 5,70) \text{ m}^3 = 11,4 \text{ m}^3$$

$$t = \frac{V}{Q_0} = \frac{39,06 \text{ m}^3}{47,67 \text{ m}^3/\text{jam}} = 49,17 \text{ menit}$$

Untuk 3 RATB



Gambar 4. Skema 3 RATB

$$V_1 = \frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_{A0} (X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A3})(M - 5X_{A3})}$$

$$V_1 = V_2$$

$$\frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$\frac{(X_{A1} - X_{A0})}{(1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$\frac{(X_{A1})}{(1-X_{A1})(4,954-5X_{A1})} = \frac{(0,95-X_{A1})}{(1-0,95)(M-5 \times 0,95)} \dots (1)$$

$$V1 = V3$$

$$\frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{F_{A0} (X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A3})(M - 5X_{A3})}$$

$$\frac{(X_{A1} - X_{A0})}{(1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})} = \frac{(X_{A3} - X_{A2})}{(1 - X_{A3})(M - 5X_{A3})}$$

$$X_{A2} = \frac{X_{A1} (1-0,95) (4,954-5 \times 0,95)}{(1-X_{A1})(4,954-5 \times X_{A1})} \dots (2)$$

Substitusi Persamaan (2) ke (1)

$$\frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})(4,954 - 5 \times X_{A1})} = \frac{\left(0,95 - \frac{X_{A1} (1 - 0,95)(4,954 - 5 \times 0,95)}{(1 - X_{A1})(4,954 - 5 \times X_{A1})}\right) - X_{A1}}{\left(1 - \left(0,95 - \frac{X_{A1} (1 - 0,95)(4,954 - 5 \times 0,95)}{(1 - X_{A1})(4,954 - 5 \times X_{A1})}\right)\right) \left(4,954 - \left(0,95 - \frac{X_{A1} (1 - 0,95)(4,954 - 5 \times 0,95)}{(1 - X_{A1})(4,954 - 5 \times X_{A1})}\right)\right)}$$

Dengan cara goal seek didapatkan nilai

$$X_{A1} = 0,43$$

$$X_{A2} = 0,69$$

$$X_{A3} = 0,95$$

$$V1 = \frac{F_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(M - 5X_{A1})}$$

$$V1 = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,43}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1 - 0,43)(4,954 - (5 \times 0,43))}$$

$$V1 = 0,58 \text{ m}^3$$

$$V2 = \frac{F_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})(M - 5X_{A2})}$$

$$V2 = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times (0,69 - 0,43)}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (0,69 - 0,43)(4,954 - (5 \times 0,69))}$$

$$V2 = 0,58 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$V_3 = \frac{F_{A0} (X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A3})(M - 5X_{A3})}$$

$$V_3 = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times (0,95 - 0,69)}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (0,95 - 0,69)(4,954 - (5 \times 0,95 - 0,69))}$$

$$V_3 = 0,58 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = (0,58 + 0,58 + 0,58) \text{ m}^3 = 1,76 \text{ m}^3$$

$$t = \frac{V}{Q_0} = \frac{1,76 \text{ m}^3}{47,68 \text{ m}^3/\text{jam}} = 2,21 \text{ menit}$$

- Pemilihan Jumlah reaktor**

Optimasi jumlah reaktor seri yang memungkinkan dilakukan dengan mencari jumlah reaktor seri yang memberikan *installation cost* total minimal. Diperoleh harga sebuah reaktor dari *matche.com* dengan kapasitas $61,48 \text{ m}^3$ adalah sebesar \$394.900. Harga sebuah reaktor dengan kapasitas yang berbeda didekati dengan *six-tenth factor*.

$$\text{Cost of equip. } a = \text{cost of equip. } b \left(\frac{\text{capac. equip. } a}{\text{capac. equip. } b} \right)^{0.6}$$

(Peters & Timmerhaus, 1911)

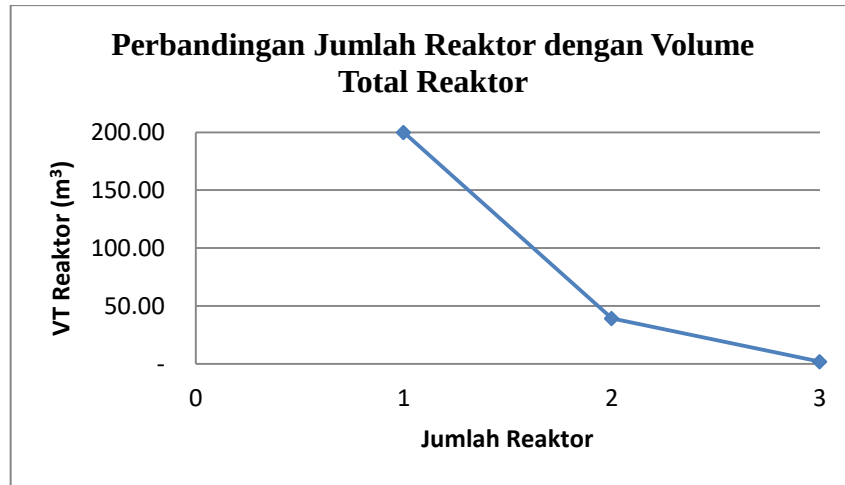
$$\begin{aligned} \text{Maka ; Harga alat} &= \$394.900 \left(\frac{V_i}{V_{it}} \right)^{0.6} \\ &= \$94.792 \end{aligned}$$

Jumlah Reaktor	Vt (m ³)	Volume Total Reaktor (m ³)	Harga Satu Reaktor (USD)	Harga Total (USD)
1	199,81	199,81	52.785,37	394.900,00
2	19,55	39,08	10.322,78	195.735,23
3	0,59	1,76	465,06	144.604,81

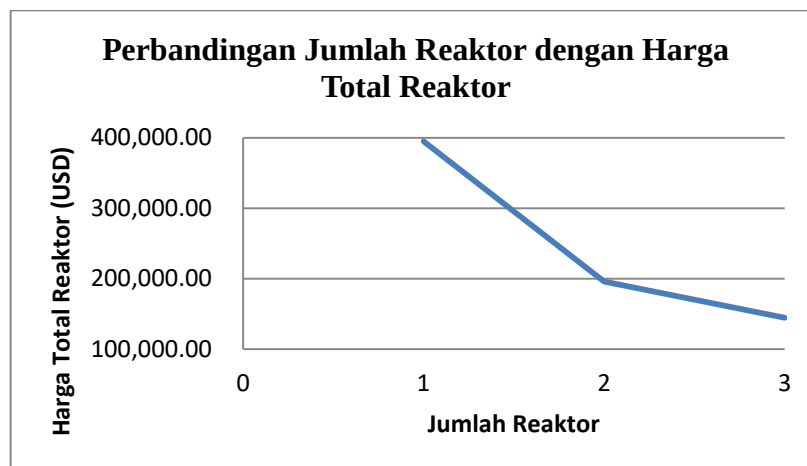
Harga reaktor berdasarkan Tabel 14-56 Hal 553 (Peters and Timmerhaus, 1991)

Dari tabel diatas maka dibuat grafik hubungan antara jumlah reaktor dengan harga total reaktor dan jumlah reaktor dengan volume total reaktor

LAMPIRAN REAKTOR



Grafik 1. Perbandingan Jumlah Reaktor dengan Volume Total Reaktor



Grafik 2. Perbandingan Jumlah Reaktor dengan Harga Total Reaktor

Mengacu pada hasil analisis optimasi. Terlibat bahwa jumlah reaktor optimum adalah 2 buah RATB disusun seri, dengan volume masing-masing reaktor yaitu $19,55 \text{ m}^3$ dan harga total reaktor sebesar \$195.735

LAMPIRAN REAKTOR

3. Neraca Massa

Neraca Massa Pada Reaktor (R-01) ($X_a = 0,86$)

Komponen	BM	Arus Masuk		Arus Keluar	
		Arus 4	Arus 1	Arus 6	Arus 5
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,310	25.192,10	-	-	3.526,89
SiO_2	60,090	2.295,41	-	-	2.295,41
Fe_2O_3	159,700	286,93	-	-	286,93
K_2O	94,200	143,46	-	-	143,46
MgO	40,310	86,08	-	-	86,08
Al_2O_3	101,960	114,77	-	-	114,77
H_2SO_4	98,090	-	24.273,94	-	3.204,16
H_2O	18,020	23.527,93	1.549,40	7,60	17.328,32
HF	20,010	-	-	859,63	-
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	172,190	-	-	-	36.986,49
H_3PO_4	98,000	-	-	-	12.630,27
Total		51.646,67	25.823,34	867,23	76.610,38
Total		77.470,01		77.470,01	

Neraca Massa Pada Reaktor (R-02) ($X_a = 0,95$)

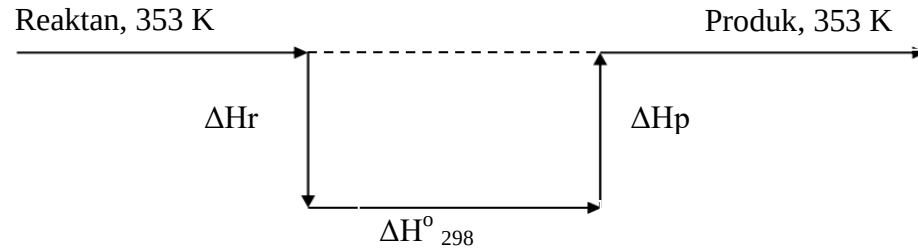
Komponen	BM	Arus Masuk	Arus Keluar	
		Arus 5	Arus 8	Arus 7
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,31	3.526,89	-	1.259,60
SiO_2	60,09	2.295,41	-	2.295,41
Fe_2O_3	159,70	286,93	-	286,93
K_2O	94,20	143,46	-	143,46
MgO	40,31	86,08	-	86,08
Al_2O_3	101,96	114,77	-	114,77
H_2SO_4	98,09	3.204,16	-	999,18
H_2O	18,02	17.328,32	1,90	16.516,28
HF	20,01	-	89,96	-
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	172,19	36.986,49	-	40.857,17

LAMPIRAN REAKTOR

H ₃ PO ₄	98,00	12.630,27	-	13.952,04
Total		76.602,78	91,86	76.510,92
Total		76.602,78	76.602,78	

4. Menghitung Neraca Panas

RATB-1



Tabel 11. Data Kapasitas panas untuk masing-masing komponen:

Komponen	A	B	C	D
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	77,4	0,44	0	0
SiO ₂	343,91	-2,82E-01	9,45E-05	-9,00E-09
Fe ₂ O ₃	26,8	-2,00E-02	0	0
K ₂ O	50,3	0,04	0	0
MgO	602,235	-3,64E-01	7,58E-05	-4,44E-09
Al ₂ O ₃	401,249	-1,77E-01	4,52E-05	-3,10E-09
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
CaSO ₄ .2H ₂ O	40,78	0,08	0	0
H ₃ PO ₄	5,52E-02	3,01E-01	-9,52E-02	4,23E-02

(Yaws, 2006)

Reaktan, Tinput = 80°C

Treff = 25° C

Neraca panas : $\Delta H_{rt} = \Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_p$

Dimana,

ΔH_r = Panas yang dibawa reaktan

ΔH_{298} = Panas pembentukan standard

ΔH_p = Panas yang dihasilkan produk

LAMPIRAN REAKTOR

a. Tabel 12. Panas Masuk ($\Delta H^{\circ}_{\text{Reaktan}}$)

$$T1 = 80^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$T2 = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	$\int \text{Cp}.dT$	$n\int \text{Cp}.Dt \text{ (KJ/jam)}$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	25.192,10	49,95	-12.134,10	-606.141,95
SiO_2	2.295,41	38,20	-13.860,64	-529.469,33
Fe_2O_3	286,93	1,80	-1.115,95	-2.004,98
K_2O	143,46	1,52	-3.482,60	-5.303,87
MgO	86,08	2,14	-26.599,79	-56.801,07
Al_2O_3	114,77	1,13	-18.893,51	-21.267,31
H_2SO_4	25.306,86	257,99	-14.022,32	-3.617.708,84
H_2O	24.044,39	1.334,39	-4.347,67	-5.801.165,23
HF	-	-	-35.805,00	-
$\text{CaSO}_4.2\text{H}_2\text{O}$	-	-	-3.675,10	-
H_3PO_4	-	-	-6.149,15	-
Total			ΔH_{Masuk}	-10.639.862,58

b. Tabel 13. Panas Keluar ($\Delta H^{\circ}_{\text{Produk}}$)

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	$\int \text{Cp}.dT$	$n\int \text{Cp}.Dt \text{ (KJ/jam)}$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	3.526,89	6,99	12.134,10	84.859,87
SiO_2	2.295,41	38,20	13.860,64	529.469,33
Fe_2O_3	286,93	1,80	1.115,95	2.004,98
K_2O	143,46	1,52	3.482,60	5.303,87
MgO	86,08	2,14	26.599,79	56.801,07
Al_2O_3	114,77	1,13	18.893,51	21.267,31
H_2SO_4	3.204,16	32,67	14.022,32	604.621,04
H_2O	17.335,92	962,04	4.347,67	3.935.236,82
HF	859,63	42,96	71.610,00	3.076.372,33
$\text{CaSO}_4.2\text{H}_2\text{O}$	36.986,49	214,80	3.675,10	789.413,21
H_3PO_4	12.630,27	128,88	6.149,15	792.503,54
Total			ΔH_{Keluar}	9.897.853,37

LAMPIRAN REAKTOR

c. Panas Reaksi Pembentukan

Diketahui:

Tabel 14. Data-data panas pembentukan menurut Yaws, 1998

Komponen	ΔH_f^0 (298) (kJ/Kmol)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	-983
H_2SO_4	-814
H_2O	-241,82
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-1434,5
H_3PO_4	-1288
HF	-273,3

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{298} &= H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan} \\
 &= [(5 \times \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}) + (3 \times \text{H}_3\text{PO}_4) + (1 \times \text{HF})] - [(1 \times \text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3) + (5 \times \text{H}_2\text{SO}_4) + (10 \times \text{H}_2\text{O})] \\
 &= [(5 \times -1434,5) + (3 \times -1288) + (1 \times -273,3)] - [(1 \times -983) + (5 \times -814) + (10 \times -241,82)] = -3838,6 \text{ KJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diketahui : } X_{A1} = 0,86 ; F_{A0} = 49,954 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas reaksi pada } 25^\circ\text{C (QR)} &= \Delta H_{298} \cdot F_{A0} \cdot X_{A1} \\
 &= -3838,6 \text{ kJ/kmol} \times 49,954
 \end{aligned}$$

$$\text{kmol/jam} \times 0,86$$

$$= -164.907,94 \text{ kJ/jam (eksotermis)}$$

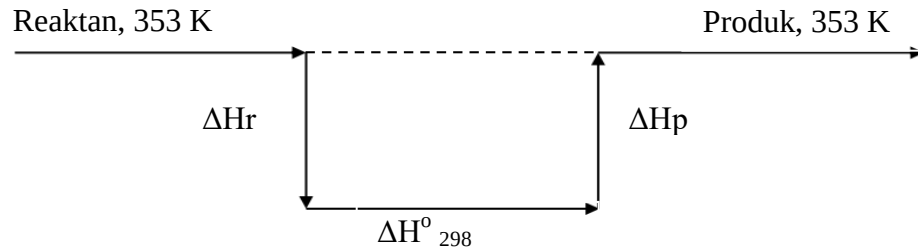
d. Neraca Panas Total

$$\begin{aligned}
 Q_t &= \Delta H_{rt} = \Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_p \\
 &= -10.602.963,58 + -164.907,94 + 9.998.660,18 \\
 &= -769.211,34 \text{ kJ/jam} = -729.071,68 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

Q berharga negative sehingga harus ada pengambilan panas untuk menjaga suhu reaksi tetap 80°C

LAMPIRAN REAKTOR

RATB-2



Tabel 11. Data Kapasitas panas untuk masing-masing komponen:

Komponen	A	B	C	D
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	77,4	0,44	0	0
SiO_2	343,91	-2,82E-01	9,45E-05	-9,00E-09
Fe_2O_3	26,8	-2,00E-02	0	0
K_2O	50,3	0,04	0	0
MgO	602,235	-3,64E-01	7,58E-05	-4,44E-09
Al_2O_3	401,249	-1,77E-01	4,52E-05	-3,10E-09
H_2SO_4	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H_2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	40,78	0,08	0	0
H_3PO_4	5,52E-02	3,01E-01	-9,52E-02	4,23E-02

(Yaws, 2006)

Reaktan, $T_{\text{input}} = 80^\circ\text{C}$

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

Neraca panas : $\Delta H_{\text{rt}} = \Delta H_{\text{r}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{p}}$

Dimana,

ΔH_{r} = Panas yang dibawa reaktan

ΔH_{298} = Panas pembentukan standard

ΔH_{p} = Panas yang dihasilkan produk

LAMPIRAN REAKTOR

e. Tabel 12. Panas Masuk ($\Delta H^{\circ}_{\text{Reaktan}}$)

$$T1 = 80^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$T2 = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	$\int \text{Cp} \cdot dT$	$n \int \text{Cp} \cdot Dt \text{ (KJ/jam)}$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	3.526,89	6,99	-12.134,10	-84.859,87
SiO_2	2.295,41	38,20	-13.860,64	-529.469,33
Fe_2O_3	286,93	1,80	-1.115,95	-2.004,98
K_2O	143,46	1,52	-3.482,60	-5.303,87
MgO	86,08	2,14	-26.599,79	-56.801,07
Al_2O_3	114,77	1,13	-18.893,51	-21.267,31
H_2SO_4	4.229,49	32,67	-14.022,32	-604.621,04
H_2O	16.310,58	961,62	-4.347,67	-3.935.236,82
HF	89,96	4,50	-71.610,00	-321.944,39
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	36.986,49	214,80	-3.675,10	-789.413,21
H_3PO_4	12.630,27	128,88	-6.149,15	-792.503,54
Total			ΔH_{Masuk}	-7.2143.425,42

f. Tabel 13. Panas Keluar ($\Delta H^{\circ}_{\text{Produk}}$)

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	$\int \text{Cp} \cdot dT$	$n \int \text{Cp} \cdot Dt \text{ (KJ/jam)}$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	1.259,60	2,50	12.134,10	30.307,10
SiO_2	2.295,41	38,20	13.860,64	529.469,33
Fe_2O_3	286,93	1,80	1.115,95	2.004,98
K_2O	143,46	1,52	3.482,60	5.303,87
MgO	86,08	2,14	26.599,79	56.801,07
Al_2O_3	114,77	1,13	18.893,51	21.267,31
H_2SO_4	999,18	10,19	14.022,32	142.836,52
H_2O	16.516,27	921,54	4.347,67	3.984.864,38
HF	89,96	4,50	71.610,00	321.944,39
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	40.857,17	237,28	3.675,10	872.026,22
H_3PO_4	13.952,04	142,37	6.149,15	875.439,96
Total			ΔH_{Keluar}	6.842.265,20

LAMPIRAN REAKTOR

g. Panas Reaksi Pembentukan

Diketahui:

Tabel 14. Data-data panas pembentukan menurut Yaws, 1998

Komponen	ΔH_f^0 (298) (kJ/Kmol)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	-983
H_2SO_4	-814
H_2O	-241,82
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	-1434,5
H_3PO_4	-1288
HF	-273,3

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{298} &= H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan} \\
 &= [(5 \times \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}) + (3 \times \text{H}_3\text{PO}_4) + (1 \times \text{HF})] - [(1 \times \text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3) + (5 \times \text{H}_2\text{SO}_4) + (10 \times \text{H}_2\text{O})] \\
 &= [(5 \times -1434,5) + (3 \times -1288) + (1 \times -273,3)] - [(1 \times -983) + (5 \times -814) + (10 \times -241,82)] = -3838,6 \text{ KJ/kmol} \\
 \text{Diketahui : } X_{A1} &= 0,87 ; F_{A0} = 49,954 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Panas reaksi pada } 25^\circ\text{C (QR)} &= \Delta H_{298} \cdot F_{A0} \cdot X_{A1} \\
 &= -3838,6 \text{ kJ/kmol} \times 49,954 \\
 &\quad \text{kmol/jam} \times 0,95 \\
 &= -182.165,75 \text{ kJ/jam (eksotermis)}
 \end{aligned}$$

h. Neraca Panas Total

$$\begin{aligned}
 Q_t &= \Delta H_{rt} = \Delta H_r + \Delta H_{298} + \Delta H_p \\
 &= -7.242.398,59 + -182.165,75 + 6.863.970,38 \\
 &= -560.593,96 \text{ kJ/jam} = -531.340,56 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN REAKTOR

5. Perancangan Reaktor

A. Menghitung Volume Cairan Reaktor

Diketahui :

$$X_a = 0,95$$

$$k = \frac{X_a}{t C_{Ao} (1-X_a)(M-5X_a)} = \frac{0,95}{4 \times 0,2124 (1-0,95)(4,854-5 \times 0,95)} = 22,23 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$V = \frac{F_{A0} (X_{A1}-X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1-X_{A1})(M-5X_{A1})}$$

$$V = \frac{49,954 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0,86}{22,23 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol.jam}} \times 1,047^2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1-0,86)(4,954-(5 \times 0,86))}$$

$$V = 19,55 \text{ m}^3$$

Volume reaktor dengan faktor keamanan 20% sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 1,2 \times \text{Volume Cairan Reaktor} \\ &= 1,2 \times 19,55 \text{ m}^3 \\ &= 23,46 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

B. Menghitung Dimensi Utama Reaktor

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk bertekanan antara 1-17 atm dengan bentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical.

Ditetapkan $H : D = 1,5 : 1$ (Brownell and young, hal 88)

Dimana :

D = Diameter Reaktor

H = Tinggi Reaktor

$$\text{Volume Head Torispherical} = 0,000049 D^3$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$\text{Volume Reaktor (Vt)} = \text{Volume Shell (Vs)} + (2 \times \text{Volume Head (Vh)})$$

$$\text{Volume Reaktor} = \frac{1}{4} \times \pi \times \frac{D^3}{1,5} + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$23,46 \text{ m}^3 = 0,52333 D^3 + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$D^3 = \frac{23,46}{0,52333 + 2 \times 0,000098}$$

$$D \text{ (ID)} = (44,82)^{1/3}$$
$$= 3,56 \text{ m} = 139,85 \text{ in} = 11,66 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga, H tangki} = 1,5 D$$
$$= 1,5 \times 3,56 \text{ m}$$
$$= 5,33 \text{ m} = 209,77 \text{ in} = 17,49 \text{ ft}$$

C. Mencari Ketinggian Cairan

$$\text{Volume cairan didalam shell, } V_c = V_1 - V_h$$

$$V_{cs} = V_1 - V_h$$

$$V_{cs} = 23,46 \text{ m}^3 - (1 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$V_{cs} = 23,46 \text{ m}^3 - (0,002196 \text{ m}^3)$$

$$V_{cs} = 23,46 \text{ m}^3$$

Untuk mengetahui ketinggian cairan dapat menggunakan rumus :

$$V_c = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_{cs}$$

$$H_{cs} = \frac{4 \cdot V_{cs}}{\pi D^2} = 2,37 \text{ m}$$

LAMPIRAN REAKTOR

D. Menghitung Tekanan Perancangan Reaktor

Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis

$$P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{mix}} \left(\frac{g}{g_c} \right) H$$

Keterangan :

g = Percepatan gravitasi (32,2 ft/s²)

g_c = Faktor konversi percepatan gravitasi (32,174 lbm ft/lbf s²)

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{101,383 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \times 17,48 \text{ ft}}{32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2} \times \frac{144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}} = 12,32 \text{ psia}$$

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10% sehingga didapat :

$$P_{\text{design}} = 110\% \times (12,32 \text{ psia} + 14,6959 \text{ psia}) = 29,72 \text{ psia}$$

E. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Dari Brownell &Young, Process Equipment hal 342, bahan konstruksi yang digunakan SA-167, Grade 11, tipe 316 dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki struktur yang kuat
- Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibanding jenis stainless steel yang lain.

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

(Tabel 13.1, Mgyessy)

LAMPIRAN REAKTOR

Data-data didapatkan sebagai berikut:

t_s = Tebal Shell (in)

Sambungan yang dipilih = double welded butt joint

E = Efisiensi sambungan = 80% = 0.8

r_i = Jari jari reaktor (in) = 69,93 in

P = Tekanan design = 29,72 psia

c = Faktor korosi = 0,125

f = allowable stress (psia) = 18750

$$t_s = \frac{25,1499 \text{ psia} \times 69,9239 \text{ in}}{(18750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 29,7142 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$T_s = 0,2028 \text{ in}$

Dipilih tebal standar = 5/16 in = 0,3125 inch (Brownell,1959)

F. Menghitung Tebal Alas dan Head Reaktor (th)

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- Flanged and Standard Dished Head

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

- Hemispherical Head

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas

LAMPIRAN REAKTOR

Berdasarkan pertimbangan – pertimbangan tersebut di atas & tekanan operasi perancangan yang dibuat maka dipilih untuk Torispherical Flanged & Dished Head.

$$th = \frac{0,885P r_i}{fE-0,1P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 70,54 \text{ in} = 5,87 \text{ m} . \text{ Dipilih OD standar} = 72 \text{ in}$$

Untuk $ts = 5/16 \text{ in}$ dan $OD = 72 \text{ in}$, maka,

$$r = 72 \text{ in}$$

$$icr = 4,375 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7 hal 91, Brownell})$$

$$th = \frac{0,885 \text{ psia} \times 29,7142 \text{ psia} \times 72 \text{ in}}{(18750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,1 \times 29,7142 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in} = 0,2513 \text{ inch}$$

Diambil tebal head standar = $5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959)

G. Menghitung Tinggi Head Reaktor

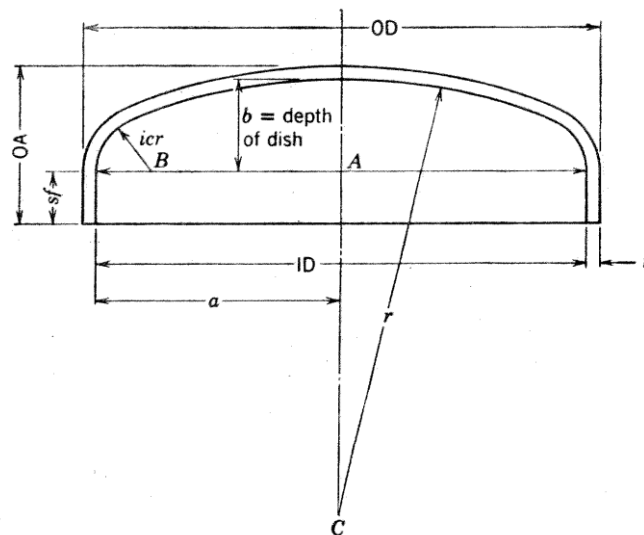


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

LAMPIRAN REAKTOR

- Menghitung Tinggi Head

Keterangan :

icr : jari-jari sudut internal (*inside corner radius*)

r : jari-jari kelengkungan

Sf : flange lurus (*straight flange*)

th : tebal *head*

ID : *inside diameter*

OA : tinggi penutup

b : *dept of dish (inside)*

a : *inside radius*

Berdasarkan tebal head, dipilih *straight flange* (Sf), antara 1,5–3,5 inch.

(Brownell, 1959)

$$Sf = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$a = ID/2 = 34,96 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 34,96 - 4,375 = 30,5870 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 72 - 4,375 = 67,625 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 60,32 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 96 - 80,51692 = 11,69 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + b + Sf \\ &= 0,3125 \text{ in} + 11,6876 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\ &= 13,5 \text{ in} = 0,343 \text{ m} \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi Shell} + (2 \times OA)$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 209,78 \text{ in} + (2 \times 13,50 \text{ in})$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 236,78 \text{ in} = 6,02 \text{ m}$$

LAMPIRAN REAKTOR

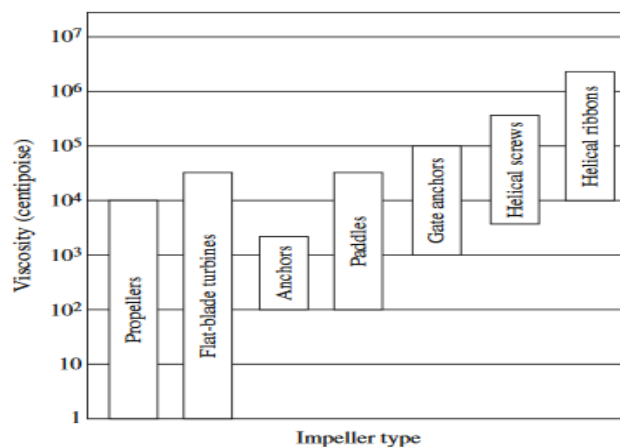
I. Menghitung Dimensi Pengaduk Dalam Reaktor

Jenis Pengaduk

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 $T = 353\text{ K}$

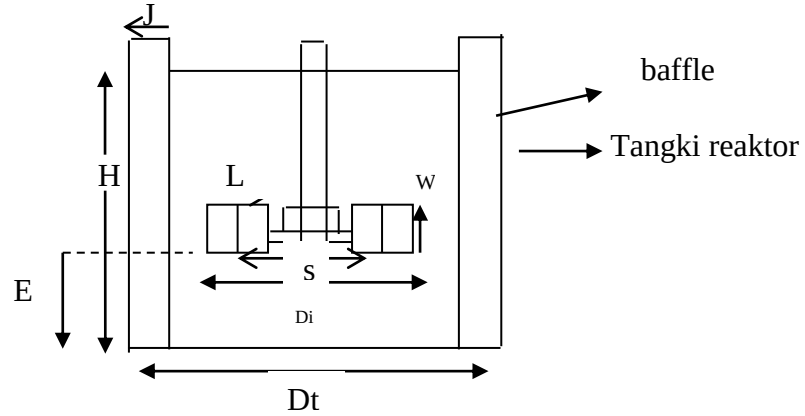
<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	<i>Kg/jam</i>	<i>Fraksi berat</i>	μ [cP]	Fraksi $x\mu$ [cP]
Ca ₁₀ F ₂ (PO ₄) ₆	504,31	3.526,89	0,05	101,00	4,60
SiO ₂	60,09	2.295,41	0,03	98,00	2,90
Fe ₂ O ₃	159,7	286,93	0,00	96,00	0,36
K ₂ O	94,2	143,46	0,00	99,00	0,18
MgO	40,31	86,08	0,00	97,00	0,11
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	0,00	98,00	0,15
H ₂ SO ₄	98,09	3.204,16	0,04	5,71	0,24
H ₂ O	18,02	17.335,92	0,22	0,35	0,08
HF	20,01	859,63	0,01	0,03	0,00
CaSO ₄ .2H ₂ O	172,190	36.986,49	0,48	102,00	48,70
H ₃ PO ₄	98	12.630,27	0,16	2,40	0,39
Jumlah		77.470,01	1,00		57,70



Gambar 3. Tipe Impeller berdasarkan Viskositas

LAMPIRAN REAKTOR

Untuk viskositas campuran 57,69 cP, jenis pengaduk yang dipilih adalah Blade Turbine Impeller. (Fig 8.1, Rase, H.F, vol.1).



Untuk impeller reaktor, dipilih berdasarkan Smith J.M, Unit Operations, Mc Graw Hill, New York, Edisi V halaman 242.

Keterangan :

D_t : Diameter Reaktor

D_a : Diameter Pengaduk

E : Jarak Pengaduk Dari Dasar Reaktor

W : Tinggi Blade

L : Lebar Blade

J : Lebar Baffle

S : Panjang blade dari pusat putaran

H : Tinggi Shell

a. Perhitungan dimensi pengaduk

$$D_a = 1/3 D_t$$

$$E = 1/3 D_t$$

$$L = 1/4 D_a$$

$$W = 1/5 D_a$$

$$J = 1/12 D_t$$

$$H = 1,5 D_t$$

$$S = 1/8 D_a$$

LAMPIRAN REAKTOR

Diketahui :

$D_t = 3,55 \text{ m}$ (McCabe, halaman 243)

$$D_a = 1/3 \times 3,55 \text{ m} = 1,185 \text{ m}$$

$$E = 1/3 \times 3,55 \text{ m} = 1,185 \text{ m}$$

$$L = 1/4 \times 1,185 \text{ m} = 0,296 \text{ m}$$

$$W = 1/5 \times 1,185 \text{ m} = 0,237 \text{ m}$$

$$J = 1/12 \times 3,55 \text{ m} = 0,296 \text{ m}$$

$$S = 1/8 \times 1,185 \text{ m} = 0,15 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times 3,55 \text{ m} = 5,33 \text{ m}$$

b. Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{pers, 8.9 – Rase, 1977})$$

Dimana,

$WELH$ = water equivalent liquid high = $Z_L \cdot S_g$

ID = diameter dalam reaktor

S_g = specific gravity

Z_L = tinggi cairan dalam shell = 2,3683 m

$$S_g = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1166,701 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{977,7715 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,1932$$

$$WELH = Z_L \cdot S_g = 2,3683 \text{ m} \times 1,1932 = 2,825 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{1,1932 \text{ m}}{2,8259 \text{ m}} = 0,4222 = 1 \text{ buah pengaduk}$$

c. Perhitungan Kecepatan Pengadukan

Berdasarkan, Rase, H.F., dan J.R, Holmes, Chemical Reactor Design for Process Plants, Willet and Son, new York, 1977, vol 1, halaman 366 table 8.10, kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit sampai 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk propeller dan flat blade turbine.

Dipilih kecepatan putar pengaduk = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

LAMPIRAN REAKTOR

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 continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$N = \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi \times Da} = \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 1,8303 \text{ m/rotasi}} = 40,99 \text{ rpm} = 0,684 \text{ rps}$$

Berdasarkan(Walas, hal 288), maka dipilih kecepatan pengadukan 45 rpm = 0,75015 rps.

$$\mu \text{ campuran} = 57,704 \text{ cP} = 0.057698 \text{ kg/ms}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1166,701 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Diameter impeller} = 1,1840 \text{ m}$$

Menghitung bilangan Reynolds

$$N_{re} = \frac{N \times \rho \times D^2}{\mu}$$

Dimana,

N_{re} = Bilangan Reynolds

D_i = Diameter Pengaduk

ρ = Densitas Campuran

N = Kecepatan Putaran

μ = Viskositas Campuran

$$N_{re} = \frac{N \times \rho \times D_i^2}{\mu}$$

$$N_{re} = \frac{0,75014 \text{ rps} \times 1166,701 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (1,1840 \text{ m})^2}{0.057698 \text{ kg/ms}}$$

$$N_{re} = 21265,97$$

Berdasarkan fig 8.8. Howard Rase, hal 349 untuk N_{re} dari 100 s/d 10^7 didapatkan nilai N_p sebesar = 5,5

LAMPIRAN REAKTOR

Menghitung Daya Pengadukan

Berdasarkan fig 8.8 Howard Rase, hal 349 didapatkan nilai N_p sebesar = 5,5

$$P = N_p \times D_i^5 \times N^3 \times \rho$$

$$P = 5,5 \times 0,7851^5 \times 1,133 \text{ rps} \times 1166,701 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 11202,53 \frac{\text{Kg.m}^2}{\text{s}^3}$$

$$P = 11202,53 \frac{\text{N.m}}{\text{s}}$$

$$P = 11,20 \text{ kW}$$

$$P = 15,01 \text{ Hp}$$

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

Tabel 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>400	97

Berdasarkan tabel diatas diperoleh efisiensi = 80%

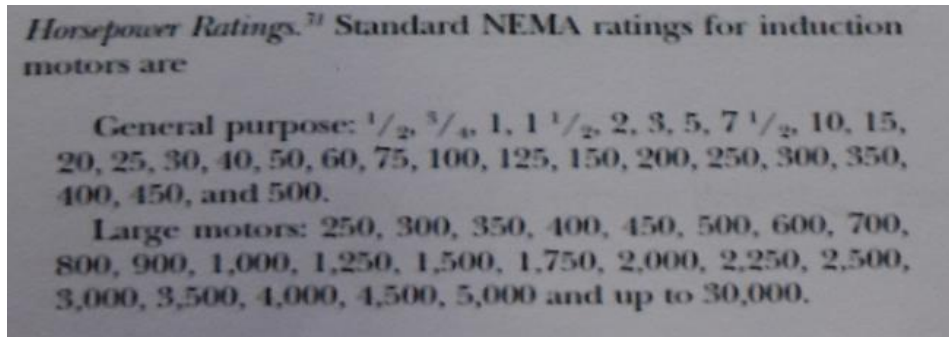
maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\text{Daya} = 15,01 / 0,80$$

$$= 18,765 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN REAKTOR

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



Sehingga, dipilih motor pengaduk standar yaitu 5 HP.

J. Perancangan Pendingin (Reaktor – 01)

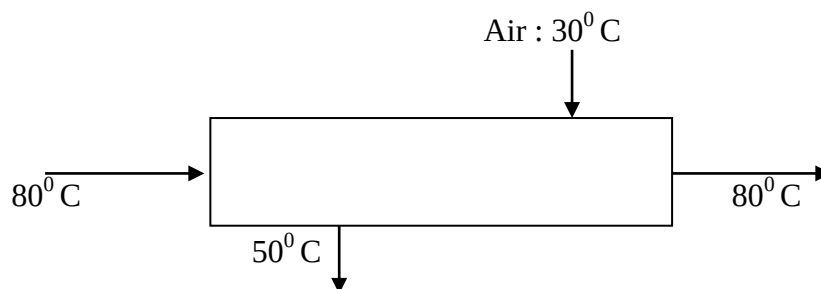
Dipilih pendingin dengan media pendingin air dengan beda suhu masuk dan suhu keluar (ΔT) antara 6-20°C. Rentan suhu operasi 70°C - 80°C, dengan suhu adiabatik pada reaktor 1 sebesar 84°C maka perancangan reaktor harus dilengkapi dengan pendingin.

Sehingga

Suhu air masuk = 30 °C = 86 °F = 303 K

Suhu air keluar = 50 °C = 122 °F = 323 K

Suhu air rata-rata = 40 °C = 104 °F = 313 K



$\Delta H_{\text{Total}} = Q = - 769.211,34 \text{ kJ/jam} = 729.071,59 \text{ BTU/jam} = 183.726,04 \text{ kcal/jam}$

LAMPIRAN REAKTOR

Sifat fisis air pada Trata-rata :

$$C_p = 4,1799 \text{ kJ/kg.K} = 17,9139 \text{ kcal/kmol.K}$$

$$\rho = 0,9922 \text{ kg/liter} = 992,215 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,2115 \text{ cP} = 0,0002115 \text{ kg/m.s}$$

$$k = 0,6251 \text{ W/m.K} = 0,00013 \text{ BTU/ft.s.}^\circ\text{F}$$

a. Kebutuhan Air Pendingin:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T} \\ &= \frac{-769.211,342 \frac{\text{kcal}}{\text{jam}}}{4,1799 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 20\text{K}} \\ &= 9.201,31 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Menghitung Luas Perpindahan Panas:

Suhu Fluida Panas	Suhu Fluida Dingin
176 F	86 F
176 F	122 F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2}$$

dengan:

$$\Delta t_1 = 176 - 86 = 90 \text{ F}$$

$$\Delta t_2 = 176 - 122 = 54 \text{ F}$$

maka diperoleh:

$$\text{LMTD} = \frac{90 - 54}{\ln (90 / 54)} = 70,475 \text{ F}$$

LAMPIRAN REAKTOR

c. Luas Perpindahan Panas

Koefisien Transfer panas (Kern, hlm. 840)

Nilai U_d untuk fluida panas aqueous solutions dan fluida dingin air

berkisar antara 250 – 500 $\text{btu} / \text{Ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$

Dicoba nilai $U_d = 500 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$

maka luas perpindahan panas:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}} \\ &= \frac{729.071,68 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{500 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam}} \cdot K \times 70,475^\circ\text{F}} \\ &= 20,69 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas selimut tangki:

$$\begin{aligned} A &= \pi \cdot \text{OD} \cdot \text{Tinggi Shell} \\ &= 3,14 \cdot (3,55 \text{ m} \times 4,4117 \text{ m}) \\ &= 67,079 \text{ m}^2 = 722,03 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, luas transfer panas yang dibutuhkan lebih kecil dari pada luas selimut reaktor, maka dipilih pendingin dengan jaket.

d. Perancangan Jaket Pendingin

$$\begin{aligned} V \text{ air pendingin} &= \frac{\text{massa air pendingin}}{\text{densitas air pendingin}} \\ &= \frac{10.848,54 \text{ kg/jam}}{992,215 \text{ kg/m}^3} \\ &= 10,93 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jaket (D}_1\text{)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= 3,553 \text{ m} + (2 \times 0,006382) \text{ m} = 3,57 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Jaket} = \text{Tinggi Total Reaktor} = 6,02 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar Tangki (D}_2\text{)} &= D_1 + 2 \times \text{Jarak Jaket} \\ &= 3,565 \text{ m} + 2 \times 0,127 \text{ m} \\ &= 3,82 \text{ m} = 150,20 \text{ in} \end{aligned}$$

LAMPIRAN REAKTOR

Luas yang dilalui air pendingin (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{\pi}{4} \times (3,85 \text{ m}^2 - 3,56 \text{ m}^2) \\ &= 0,19625 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan Air Pendingin (v)

$$\begin{aligned} V &= \frac{V \text{ air pendingin}}{A} \\ &= \frac{10,94 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,19625 \text{ m}^2} \\ &= 55,71 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Dinding Jaket

1. Bahan Konstruksi

Bahan Konstruksi menggunakan carbon steel SA-283 tipe D
(Brownell & Young, hal 342)

2. Allowable Stress

Tegangan maksimal yang diizinkan untuk bahan stainless steel SA-167 tipe 316 pada suhu 80°C = 18750 psia

3. Efisiensi sambungan

Tipe sambungan dipilih double-welded butt join dengan efisiensi = 80%
(Brownell & Young, hal 251)

4. Faktor Korosi

Faktor korosi untuk carbon steel = 0,125 in
(Peters & Timmerhaus, hal 542)

5. Tekanan perancangan

$$P_{\text{design}} = 25,1499 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari - jari dalam jaket (Ri)} &= \frac{\text{Diameter dalam jaket}}{2} = \frac{3,565 \text{ m}}{2} = 1,783 \text{ m} = \\ &70,175 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{shell}} &= \frac{P \times Ri}{f \times E \times 0,6 \times P} + C'' = \frac{25,1499 \text{ psia} \times 70,175}{18750 \text{ psia} \times 0,80 \times 0,6 \times 25,1499 \text{ psia}} + 0,125 \\ &= 0,2428 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, dipilih tebal standart = 0,25 in (Brownell and Young, hal 90)

LAMPIRAN REAKTOR

K. Perancangan Pendingin (Reaktor – 02)

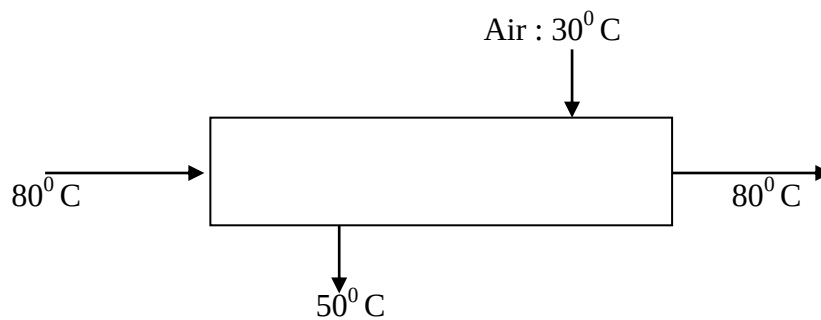
Dipilih pendingin dengan media pendingin air dengan beda suhu masuk dan suhu keluar (ΔT) antara 6-20°C. Rentan suhu operasi 70°C - 80°C, dengan suhu adiabatik pada reaktor 2 sebesar 87°C maka perancangan reaktor harus dilengkapi dengan pendingin.

Sehingga

Suhu air masuk = 30 °C = 86 °F = 303 K

Suhu air keluar = 50 °C = 122 °F = 323 K

Suhu air rata-rata = 40 °C = 104 °F = 313 K



$$\Delta H_{\text{Total}} = Q = 560.593,964 \text{ kJ/jam} = 531.340,489 \text{ BTU/jam} = 62.116,61 \text{ kcal/jam}$$

Sifat fisis air pada Trata-rata :

$$C_p = 4,1799 \text{ kJ/kg.K} = 17,9139 \text{ kcal/kmol.K}$$

$$\rho = 0,9922 \text{ kg/liter} = 992,215 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,2115 \text{ cP} = 0,0002115 \text{ kg/m.s}$$

$$k = 0,6251 \text{ W/m.K} = 0,00013 \text{ BTU/ft.s.}^\circ\text{F}$$

e. Kebutuhan Air Pendingin:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T} \\ &= \frac{483.326,058 \text{ kcal/jam}}{4,1799 \cdot \text{K} \times 20\text{K}} \\ &= 5.781,55 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

LAMPIRAN REAKTOR

f. Menghitung Luas Perpindahan Panas:

Suhu Fluida Panas	Suhu Fluida Dingin
176 F	86 F
176 F	122 F

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2}$$

dengan:

$$\Delta t_1 = 176 - 86 = 90 \text{ F}$$

$$\Delta t_2 = 176 - 122 = 54 \text{ F}$$

maka diperoleh:

$$LMTD = \frac{90 - 54}{\ln (90 / 54)} = 70,475 \text{ F}$$

g. Luas Perpindahan Panas

Koefisien Transfer panas (Kern, hlm. 840)

Nilai U_d untuk fluida panas aqueous solutions dan fluida dingin air

berkisar antara 250 – 500 btu / Ft² jam °F

Dicoba nilai $U_d = 500 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$

maka luas perpindahan panas:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \cdot LMTD} \\
 &= \frac{531.340,557 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{500 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam}} \cdot K \times 70,475 \text{ F}} \\
 &= 15,0788 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas selimut tangki:

$$\begin{aligned}
 A &= \pi \cdot OD \cdot \text{Tinggi Shell} \\
 &= 3,14 \cdot (3,55 \text{ m} \times 4,4117 \text{ m}) \\
 &= 67,079 \text{ m}^2 = 722,03 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, luas transfer panas yang dibutuhkan lebih kecil dari pada luas selimut reaktor, maka dipilih pendingin dengan jaket.

LAMPIRAN REAKTOR

h. Perancangan Jacket Pendingin

$$\begin{aligned} V \text{ air pendingin} &= \frac{\text{massa air pendingin}}{\text{densitas air pendingin}} \\ &= \frac{6.705,830 \text{ kg/jam}}{992,215 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,7584 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jaket (D}_1\text{)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= 2,3554 \text{ m} + (2 \times 0,00794) \text{ m} = 2,3713 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Jacket} = \text{Tinggi Total Reaktor} = 4,4117 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar Tangki (D}_2\text{)} &= D_1 + 2 \times \text{Jarak Jacket} \\ &= 3,523 \text{ m} + 2 \times 0,127 \text{ m} \\ &= 3,80 \text{ m} = 45,68 \text{ in} \end{aligned}$$

Luas yang dilalui air pendingin (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{\pi}{4} \times (3,8061 \text{ m}^2 - 3,553 \text{ m}^2) \\ &= 1,4682 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan Air Pendingin (v)

$$\begin{aligned} V &= \frac{V \text{ air pendingin}}{A} \\ &= \frac{6,7584 \text{ m}^3/\text{jam}}{1,4671 \text{ m}^2} \\ &= 4,6064 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Dinding Jacket

1. Bahan Konstruksi

Bahan Konstruksi menggunakan carbon steel SA-283 tipe D
(Brownell & Young, hal 342)

2. Allowable Stress

Tegangan maksimal yang diizinkan untuk bahan stainless steel SA-167 tipe 316 pada suhu 80°C = 18750 psia

3. Efisiensi sambungan

Tipe sambungan dipilih double-welded butt join dengan efisiensi = 80%
(Brownell & Young, hal 251)

LAMPIRAN REAKTOR

4. Faktor Korosi

Faktor korosi untuk carbon steel = 0,125 in

(Peters & Timmerhaus, hal 542)

5. Tekanan perancangan

$P_{\text{design}} = 25,1499 \text{ psia}$

Jari – jari dalam jaket = $\frac{\text{Diameter dalam jaket}}{2} = \frac{2,3713 \text{ m}}{2} = 1,185 \text{ m} = 46,6787 \text{ in}$

$$T_{\text{shell}} = \frac{P \times R_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C'' = \frac{25,1499 \text{ psia} \times 69,924 \text{ in}}{18750 \text{ psia} \times 0,80 - 0,6 \times 25,1499 \text{ psia}} + 0,125$$
$$= 0,2423 \text{ in}$$

Maka, dipilih tebal standart = 0,25 in (Brownell and Young, hal 90)

LAMPIRAN REAKTOR

KESIMPULAN

(R-01 dan R-02)

Tugas : Mereaksikan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ dengan H_2SO_4 dan H_2O menjadi $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, H_3PO_4 , dan HF dengan kecepatan umpan 52278,511 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

- Suhu = 80 °C
- Tekanan = 1 atm
- Konversi = 95% (Reaktor 1 = 0,86. Reaktor 2 = 0,95)
- Waktu tinggal = 49,17 menit

Dimensi Tangki :

- Volume Cairan = 19,55 m³
- Volume Reaktor = 23,46 m³
- Diameter = 3,55 m
- Tinggi Cairan = 2,37 m
- Tinggi Tangki = 5,33 m
- Tinggi Total Reaktor = 6,02 m
- Tebal = 5/16 in = 0,3125 inch
- Bahan = Stainless Steel

Dimensi Head :

- Tebal = 5/16 in = 0,3125 in
- Tinggi = 0,3429 m
- Bahan = Stainless Steel

LAMPIRAN REAKTOR

Pengaduk Reaktor :

- Jenis = Blade Turbine Impeller
- Diameter = 1,2 m
- Lebar Baffle = 0,3 m
- Tinggi Pengaduk = 0,5,3 m
- Lebar Pengaduk = 0,3 m
- Putaran = 41 rpm
- Power Pengaduk = 20 HP

Jaket Pendingin :

- Reaktor - 01 :
 - a. Media pendingin = Air
 - b. Luas Transfer Panas = $20,6902 \text{ ft}^2 = 1,9221 \text{ m}^2$
 - c. Kebutuhan Air pendingin = 10.848,55 kg/jam
- Reaktor – 02 :
 - a. Media pendingin = Air
 - b. Luas Transfer Panas = $15,0788 \text{ ft}^2 = 1,4008 \text{ m}^2$
 - c. Kebutuhan Air pendingin = 5.781,55 kg/jam

LAMPIRAN MIXER

MIXER

(M-01)

Tugas : Mencampurkan batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dan air (H_2O) sebelum masuk reaktor

Jenis : Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

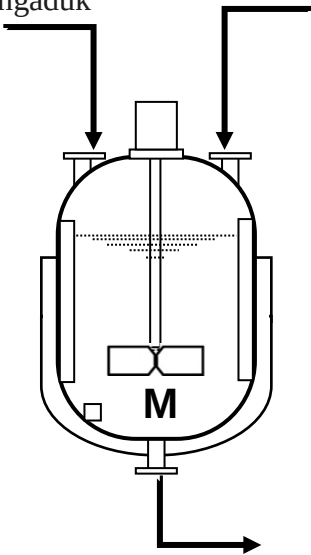
Suhu : 80°C

1. Komposisi

Umpan:

Komposisi umpan berupa padatan yang akan tersuspensi dengan air. Dengan ukuran diameter partikel 100 mesh (Keyes, 1996)

a. Umpan Batuan Fosfat :



Komposisi	BM	Masuk		Xi
		kg/jam	kmol/jam	
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,31	25.192,10	49,95	0,878
SiO_2	60,09	2.295,41	38,20	0,080
Fe_2O_3	159,70	286,93	1,80	0,010
K_2O	94,20	143,46	1,52	0,005
MgO	40,31	86,08	2,14	0,003
Al_2O_3	101,96	114,77	1,13	0,004
H_2O	18,02	573,85	31,85	0,020
Total		28.692,60	126,58	1,000

LAMPIRAN MIXER

b. Umpan Air :

Komposisi	BM	Masuk		Xi
		kg/jam	kmol/jam	
H ₂ O	18,02	22.954,08	1.273,81	1,000
Total		22.954,08	1.273,81	1,000

c. Hasil Pencampuran:

Komposisi	BM	Keluar		Xi
		kg/jam	kmol/jam	
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	25.192,10	49,95	0,488
SiO ₂	60,09	2.295,41	38,20	0,044
Fe ₂ O ₃	159,7	286,93	1,80	0,006
K ₂ O	94,2	143,46	1,52	0,003
MgO	40,31	86,08	2,14	0,002
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	1,13	0,002
H ₂ O	18,02	23.527,93	1.305,66	0,456
Total		51.646,67	1.400,39	1,000

2. Neraca Panas

a. Panas yang dibawa umpan masuk

Suhu umpan masuk mixer (T₁) = 30°C = 303 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

Tabel 1. Umpan batuan fosfat

Komposisi	BM	Masuk		∫C _p .dT	n∫C _p .dT (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	25.192,10	49,95	1.048,10	52.356,37
SiO ₂	60,09	2.295,41	38,20	1.336,79	51.064,89
Fe ₂ O ₃	159,70	286,93	1,80	103,95	186,76
K ₂ O	94,20	143,46	1,52	311,60	474,55

LAMPIRAN MIXER

MgO	40,31	86,08	2,14	2.497,33	5.332,79
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	1,13	1.759,74	1.980,84
H ₂ O	18,02	573,85	31,85	377,50	12.021,68
Total		28.692,60	126,58	7.435,02	123.417,88

Tabel 2. Umpan air

Komposisi	BM	Masuk		∫Cp.dT	n∫Cp.dT kJ/jam
		kg/jam	kmol/jam		
H ₂ O	18,02	22.954,08	1.273,81	377,50	480.867,26
Total		22.954,08	1.273,81	377,50	480.867,26

$$\begin{aligned}
 Q_{in} \text{ Total} &= 123.417,88 \text{ kJ/Jam} + 480.867,26 \text{ kJ/Jam} \\
 &= 604.285,14 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

b. Panas pencampuran :

Tabel 2. Pencampuran

Komposisi	BM	Masuk		∫Cp.dT	n∫Cp.dT (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	25.192,10	49,95	12.134,10	606.141,95
SiO ₂	60,09	2.295,41	38,20	14.395,42	549.897,70
Fe ₂ O ₃	159,70	286,93	1,80	1.115,95	2.004,98
K ₂ O	94,20	143,46	1,52	3.482,60	5.303,87
MgO	40,31	86,08	2,14	27.034,05	57.728,38
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	1,13	19.151,55	21.557,77
H ₂ O	18,02	23.527,93	1.305,66	4.136,43	5.400.754,24
Total		51.646,67	1.400,39	81.450,09	6.643.388,88

$$(H_1 + H_2) + Q_s = H_3$$

$$Q_s = H_3 - (H_1 + H_2)$$

$$Q_s = 6.643.388,88 - 604.285,14$$

$$Q_s = 6.039.103,74 \text{ kJ/Jam}$$

LAMPIRAN MIXER

3. Perhitungan Volume Dan Ukuran Mixer

Volume cairan:

Komposisi	ρ kg/m ³	Massa kg/jam	Fv m ³ /jam
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	3.202,20	25.192,10	7,87
SiO ₂	2.611,00	2.295,41	0,88
Fe ₂ O ₃	5.044,70	286,93	0,06
K ₂ O	2.266,20	143,46	0,06
MgO	3.517,50	86,08	0,02
Al ₂ O ₃	3.931,30	114,77	0,03
H ₂ O	985,30	23.527,93	23,88
Total	21.558,20	51.646,67	32,80

$$\begin{aligned}\text{Densitas campuran} &= \text{Densitas campuran} = \frac{51.646,67}{932,80} = 1.574,64 \text{ kg/m}^3 \\ &= 98,30 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

Jika waktu tinggal dalam tangki = 1 jam, maka

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= 32,80 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 32,80 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Untuk perancangan, volume tangki diambil 120% dari volume larutan

$$\begin{aligned}V_t &= 1,2 \times 32,80 \text{ m}^3 \\ &= 39,36 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Tangki

Mixer berbentuk tegak lurus dengan perbandingan D:H = 1:1,5

$$V_t = V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$V_s = \pi \times V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Brownell, 1959 pers. 5.11 hal. 88})$$

Jadi:

$$V_t = V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$39,36 \text{ m}^3 = 0,523 D^3 + 2 \times 0,000049 D^3$$

LAMPIRAN MIXER

$$D^3 = \frac{39,36}{0,523 + 2 \times 0,000049}$$

$$D (ID) = 75,07^{\frac{1}{3}}$$

$$= 4,222 \text{ m} = 166,08 \text{ in} = 13,84 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga H tangki} = 1,5 D$$

$$= 6,33 \text{ m} = 249,12 \text{ in} = 20,76 \text{ ft}$$

Menghitung ketinggian cairan dalam mixer

$$V_h = 0,000049 D^3 = 0,00368 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = \text{Volume mixer} - \text{Volume head}$$

$$= 39,36 - 0,00368$$

$$= 39,36 \text{ m}^3$$

$$V_{cs} = \frac{\pi D^2 \cdot H_{cs}}{4}$$

$$H_{cs} = \frac{4 V_{cs}}{\pi D^2}$$

$$= \frac{4 \times 39,36}{3,14 \times 4,22^2}$$

$$= 2,82 \text{ m}$$

Menghitung tekanan perancangan mixer

Mixer beroperasi pada tekanan atmosferis

$$P = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{mix}} \frac{g}{gc} H$$

Keterangan:

g = Percepatan gravitasi ($32,2 \text{ ft/s}^2$)

gc = Faktor konversi percepatan gravitasi ($32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2$)

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{98,30 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \times 20,76 \text{ ft}}{32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2} \times \frac{144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}} \\ &= 14,18 \text{ psia} \end{aligned}$$

LAMPIRAN MIXER

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983).

Tekanan desain diambil 10% sehingga didapat:

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 110\% \times (14,18 \text{ psia} + 14,69 \text{ psia}) \\ &= 31,76 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Shell Mixer (ts)

Dari Brownell & Young, Process Equipment hal 342, bahan konstruksi yang digunakan SA-167, Grade 11, tipe : 316 dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Memiliki struktur yang kuat
2. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
3. Harga relatif lebih murah dibanding jenis stainless steel yang lain.

$$ts = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Keterangan:

ts	= tebal shell (in)	
P	= tekanan design (psia)	= 31,77
f	= allowable stress (psia)	= 18750
ri	= jari-jari dalam (in)	= 83,04
E	= efisiensi sambungan	= 0,8
c	= faktor korosi (in)	= 0,125

$$ts = \frac{31,77 \text{ psia} \times 83,04 \text{ in}}{(18750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 24,8727 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,301 \text{ in} \quad (\text{Brownell, tabel 5.7 hal.90})$$

Diambil ts standar = 5/16 in = 0,313 in

Menghitung Tebal Head Mixer (th)

$$th = \frac{0,885 P r_i}{f E - 0,1 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1979}).$$

$$OD = ID + 2 ts$$

$$= 166,705 \text{ in} = 4,23 \text{ m}$$

Dipilih OD standar = 168 in

LAMPIRAN MIXER

Untuk $t_s = 7/16$ in dan $OD = 168$ in, maka,

$$r = 144 \text{ in}$$

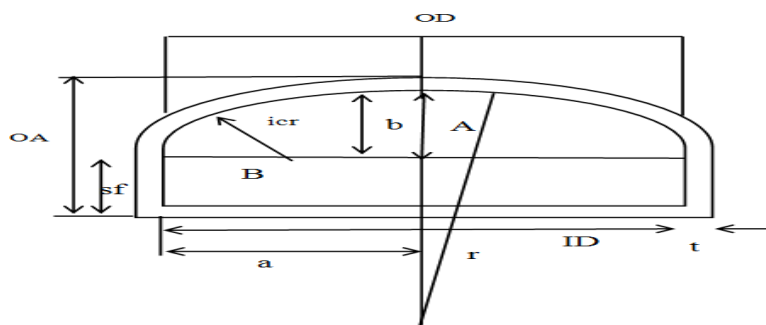
$$icr = 10 \frac{1}{8} = 10,13 \text{ in} \quad (\text{Brownell, tabel 5.7 hal.90})$$

$$th = \frac{0,885 \text{ psia} \times 31,77 \text{ psi} \times 144 \text{ in}}{(18750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,1 \times 31,77 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,39$$

Diambil tebal head standar = $7/16$ in = 0,44 in

Menghitung Tinggi Head mixer (Brownell, tabel 5.6 hal.88)



Keterangan:

Icr = jari-jari sudut internal (*inside corner radius*)

r = jari-jari kelengkungan

sf = flange lurus (*straight flange*)

th = tebal head

Oa = tinggi penutup

b = *depth of dish (inside)*

a = *inside radius*

ID = *inside diameter*

Berdasarkan tebal head, dipilih *straight flange* (Sf) antara 1,5 – 3 in (tabel 5.8 hal.88 Brownell-Young)

Dipilih $sf = 1,5$ in

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{166,08}{2} = 83,04 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = (83,04 - 10,13) \text{ in} = 72,91 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (144 - 10,13) \text{ in} = 133,87 \text{ in}$$

LAMPIRAN MIXER

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 112,28 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 31,72 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 33,66 \text{ in}$$

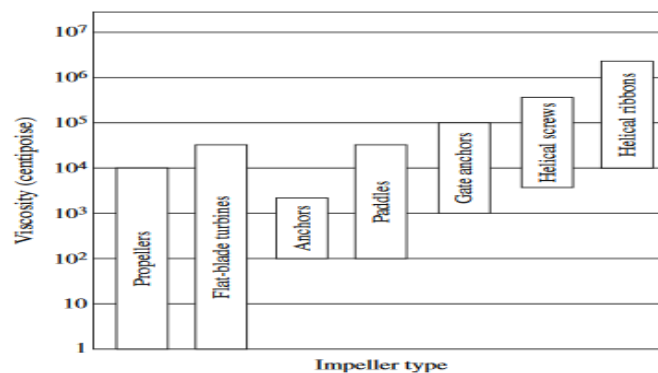
4. Dimensi dan Daya Pengaduk

a. Jenis Pengaduk

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 $T = 303 \text{ K}$

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi massa	μ [cP]	Fraksi x μ [cP]
Ca5F(PO4)6	25.192,10	0,488	101	49,27
SiO2	2.295,41	0,044	98	4,36
Fe2O3	286,93	0,006	96	0,53
K2O	143,46	0,003	99	0,28
MgO	86,08	0,002	97	0,16
Al2O3	114,77	0,002	98	0,22
H2O	23.527,93	0,456	0,35	0,16
Total	51.646,67	1,00		54,97

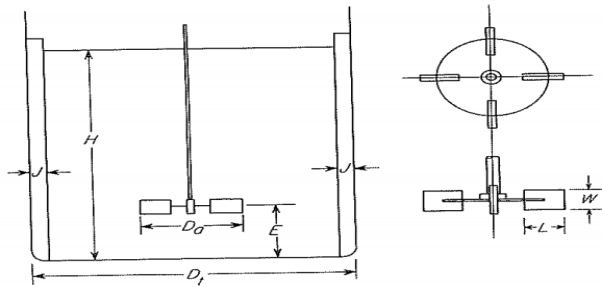


LAMPIRAN MIXER

5. Dimensi dan Daya Pengaduk

a. Jenis Pengaduk

Untuk viskositas campuran 54,97 cP, jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat Blade Turbine dan Flat Blade Turbine. (Fig 8.1, Rase, H.F, vol.1).



Untuk impeller reaktor, dipilih berdasarkan Smith J.M, Unit Operations, Mc Graw Hill, New York, Edisi V halaman 242

Diameter pengaduk

D_a	$= 1/3 D_t$	L	: lebar blade [m]
L	$= 1/4 D_a$	D_a	: Diameter pengaduk [m]
J	$= 1/12 D_t$	D_t	: Diameter dalam mixer [m]
E	$= 1/3 D_t$	W	: Tinggi blade [m]
W	$= 1/5 D_a$	J	: Lebar baffle [m]
H	$= 1,5 D_t$	H	: Tinggi shell [m]
S	$= 1/8 D_a$	S	: Panjang blade dari pusat putaran [m]
		E	: Jarak pengaduk dari dasar mixer [m]

Diketahui:

$$D_t = 4,22 \text{ m}$$

Maka:

D_a	$= 1/3 \times 4,22 \text{ m}$	$= 1,41 \text{ m}$
L	$= 1/4 \times 1,41 \text{ m}$	$= 0,35 \text{ m}$
J	$= 1/12 \times 4,22 \text{ m}$	$= 0,35 \text{ m}$
E	$= 1/3 \times 4,22 \text{ m}$	$= 1,41 \text{ m}$
W	$= 1/5 \times 1,41 \text{ m}$	$= 0,28 \text{ m}$
H	$= 1,5 \times 4,22 \text{ m}$	$= 6,33 \text{ m}$
S	$= 1/8 \times 1,41 \text{ m}$	$= 0,18 \text{ m}$

LAMPIRAN MIXER

Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{pers, 8.9 – Rase, 1977})$$

Dimana:

WELH = *water equivalent liquid high* = $Z_L \cdot sg$

ID = diameter dalam mixer

sg = *specific gravity*

ZL = tinggi cairan dalam shell = 2,82 m

$$sg = \frac{\rho}{\rho}$$

Dipilih berdasarkan, Rase, H.F., dan J.R., Holmes, Chemical Reactor Design for Process Plants, Willey and Son, New York, 1977, vol.1, halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit sampai 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk propeller dan flat blade turbine impeller dengan 6 flat blade.

Dipilih: 500 ft/menit

$$N = 500 \text{ ft/menit} \times 0,3048 \text{ m/ft} = 152,4 \text{ m/menit}$$

(pers, 8.9 – Rase, 1977)

Dari Wallas, halaman 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 320rpm.

Digunakan kecepatan pengadukan 37 rpm = 0,62 rps

LAMPIRAN MIXER

d. Menghitung bilangan Reynold

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$

Dimana:

ρ = densitas campuran = 1.574,64 kg/m³

N = kecepatan pengadukan (rpm) = 0,62 rps

D_i = diameter impeller = 1,41 m

μ = viskositas campuran = 54,97 cP = 0,05 kg/ms

Sehingga, $N_{re} = 34.927,64$

Dari fig 8.8 - Rase, 1977 untuk N_{re} dari 100 s/d 10^7 N_p sebesar 5,5, Maka $N_p = 5,5$

Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan:

$$P_o = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5 \quad (\text{Mc Cabe hal 253 pers 9.20})$$

Dimana:

P_o = Daya penggerak (Watt)

N_p = Bilangan daya

ρ = Rapat massa fluida yang diaduk (kg/m³)

N = Kecepatan pengaduk (s⁻¹)

D_i = Diameter pengaduk (m)

Maka,

$$P_o = 5,5 \times 1574,64 \text{ kg/m}^3 \times (0,61 \text{ s}^{-1})^3 \times (1,41 \text{ m})^5$$

$$= 11.164,56 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3$$

$$= 11.164,56 \text{ Nm/s} = 11.164,56 \text{ J/s} = 11.164,56 \text{ W} = 11,16 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN MIXER

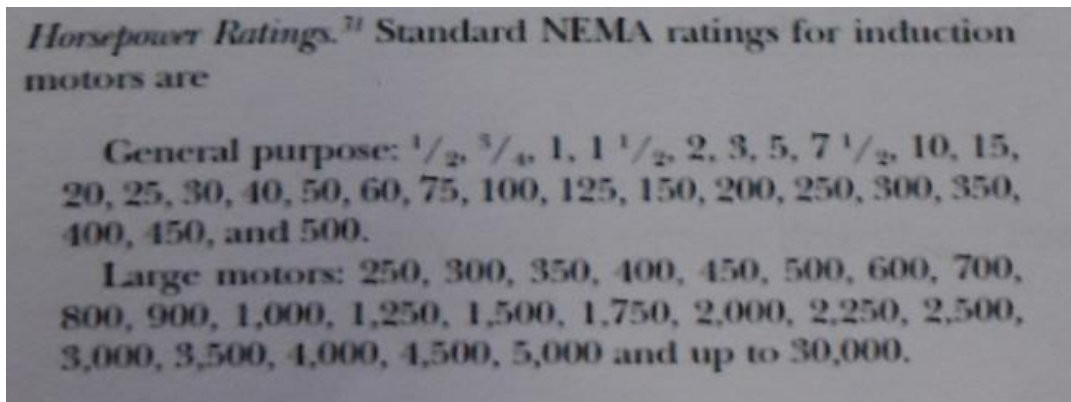
Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, halaman 111:

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

Diperoleh efisiensi = 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan:

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= 11.164,56 \text{ watt}/80\% \\ &= 13.955,70 \text{ watt} \times 1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt} \\ &= 18,71 \text{ Hp}\end{aligned}$$

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



Dipilih motor pengaduk standar yaitu 20 Hp.

LAMPIRAN MIXER

6. Menghitung Perancangan Pemanas

Medium pemanas yang digunakan adalah steam jenuh (saturated steam) pada suhu:

$$\text{Suhu steam jenuh masuk} = 120^{\circ}\text{C} = 248^{\circ}\text{F}$$

Berdasarkan Tabel. 7 KERN, D.Q., hal. 817, didapat:

$$\text{Tekanan} = 14,7 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Panas penguapan (Hv)} = 970,8 \text{ BTU/lb} = 2258,08 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan steam:

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q_{total}}{Hv} \\ &= \frac{6.039.103,74 \text{ kJ/jam}}{2258,08 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2.674,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

1. Menghitung luas perpindahan panas

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu fluida dingin masuk (t1)} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu fluida dingin keluar} = 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu steam jenuh masuk} = 120^{\circ}\text{C} = 248^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu steam jenuh keluar} = 120^{\circ}\text{C} = 248^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}} \\ &= 110,98^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

a. Luas perpindahan panas

Koefisien perpindahan panas

Nilai U_d untuk fluida panas aqueous solutions more than 2,0 cP dan fluida dingin air berkisar antara

$$100 - 500 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F} \quad \text{Kern, hlm. 840)}$$

$$\text{Dipilih nilai } U_d = 450 \text{ Btu/jam ft}^{20}\text{F}$$

LAMPIRAN MIXER

Maka luas transfer panas

$$A_o = \frac{Q_{total}}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 103,15 \text{ ft}^2$$

Luas selimut tangki:

$$A = \pi \cdot D_t \cdot H_t$$
$$= 3,14 \times 4,22 \text{ m} \times 8,04$$
$$= 106,49$$

b. Tinggi jacket = tinggi shell

$$= 249,12 \text{ in} = 6,33 \text{ m}$$

c. Kecepatan volumetris pemanas (Q)

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{2.674,44 \text{ kg/jam}}{970,80 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 2,75 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 0,000765 \text{ m}^3/\text{detik}$$

d. Kecepatan aliran pemanas dalam jacket (v)

$$v = \frac{Q}{A}$$
$$= \frac{2,75 \text{ m}^3/\text{jam}}{114,61 \text{ m}^2/\text{jam}}$$
$$= 0,026 \text{ m/jam}$$

e. Volume pemanas (Vi)

$$V_i = \Theta \times F_v$$
$$= 1 \text{ jam} \times 2,75 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 2,75 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN MIXER

f. Tebal jacket

Diameter dalam jacket pemanas (Dji):

$$V_i = \frac{D_{ji}^2}{4} HS - \frac{OD}{\frac{S^2}{4}} HS$$

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

$$= 4,42 \text{ m}$$

$$= 174,02 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan SA-167 tipe : 316 A.

(Brownell and Young, hal :342)

Dengan pertimbangan:

1. Memiliki struktur yang kuat
2. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
3. Harga relative lebih murah dibanding jenis stainless steel yang lain

Data-data yang digunakan:

1. Tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi
2. Effisiensi sambungan (E) = 0,8

(Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

$$3. r_i = D_{ji}/2 = 174,02 \text{ in}/2 = 87,01 \text{ in}$$

$$4. \text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" ed V)

LAMPIRAN MIXER

5. Tekanan operasi = 1,2 atm = 32,34 psia

$$\begin{aligned}\text{Tebal jacket} &= \frac{Pd \times ri}{f_{all} \times E - 0,6 \times Pd} \\ &= \frac{32,34 \times 87,01}{1.8750 \times 0,8 - 0,6 \times 32,34} \\ &= 0,31 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal jaket standar 5/16 in (Brownell and Young, hal 90)

Outside diameter jaket pendingin

$$\begin{aligned}(\text{Djo}) &= \text{Inside diameter jaket (Dji)} + (2 \times \text{Tebal jaket}) \\ &= 174,02 \text{ in} + (2 \times 3/16 \text{ in}) \\ &= 174,64 \text{ in} \\ &= 4,44 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN MIXER

KESIMPULAN

(M-01)

Tugas : Mencampurkan batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dan air (H_2O) sebelum masuk reaktor

Jenis : Tangki Berpengaduk

Bahan : *Carbon Steel*

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

Suhu : 80°C

Diperoleh ukuran mixer:

Diameter = 4,22 m

Tinggi = 6,33 m

Volume mixer = 39,36 m³

Volume cairan dalam head = 0,0036 m³

Volume cairan dalam silinder mixer = 39,36 m³

Tinggi cairan dalam silinder mixer = 2,82 m

Dipilih: Tebal shell : 0,31 in

 Tebal head : 0,44 in

 Tinggi shell : 249,12 in

Dipilih : Pengaduk type Flat Blade Turbine Impeller

 Diameter impeler = 1,41 m

 Jarak pengaduk dari dasar mixer = 1,41 m

 Lebar blade = 0,35 m

 Tinggi blade = 0,28 m

 Lebar Baffle = 0,35 m

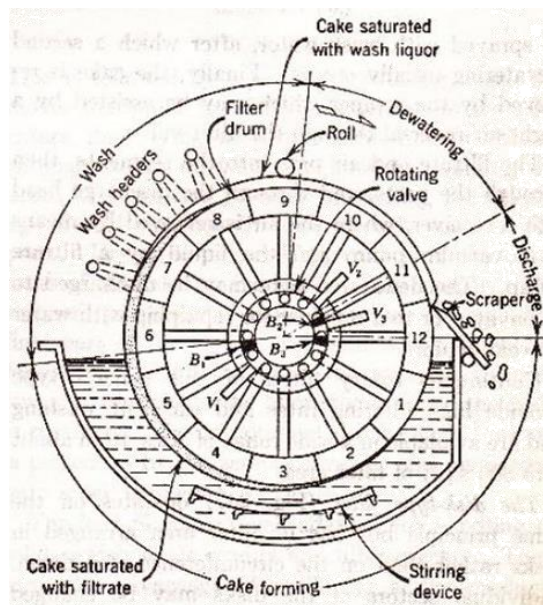
 Digunakan motor dengan daya = 20 Hp

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

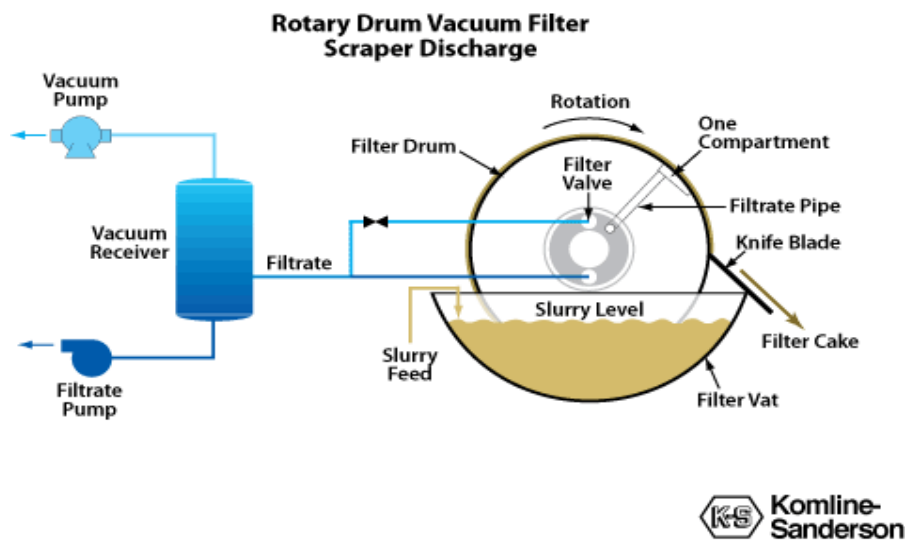
ROTARY DRUM VACUUM FILTER (RDVF-01)

Tugas : Menyaring padatan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$, SiO_2 , Fe_2O_3 , K_2O , MgO , Al_2O_3 , dan $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang masih terkandung dalam hasil reaksi.

Alat : Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)



Gambar 1. Zona di dalam RDVF (Brown,1997)



Gambar 2. Susunan RDVF

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

Kondisi Operasi:

$$T = 80^{\circ}\text{C}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{out} = 0,5 \text{ atm}$$

A. NERACA MASSA

Dari perhitungan neraca massa sebelumnya diperoleh :

a. Umpan Masuk :

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/liter)	Volume (liter/jam)
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3 (\text{s})$	504,310	2,498	1.259,605	3,202	393,356
$\text{SiO}_2 (\text{s})$	60,090	38,199	2.295,408	2,611	879,130
$\text{Fe}_2\text{O}_3 (\text{s})$	159,700	1,797	286,926	5,045	56,877
$\text{K}_2\text{O} (\text{s})$	94,200	1,523	143,463	2,266	63,306
$\text{MgO} (\text{s})$	40,310	2,135	86,078	3,518	24,471
$\text{Al}_2\text{O}_3 (\text{s})$	101,960	1,126	114,770	3,931	29,194
H_2SO_4	98,090	10,186	999,181	1,777	562,285
H_2O	18,020	237,280	40.857,172	0,985	17.687,088
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} (\text{s})$	172,190	916,553	16.516,276	2,310	16.767,793
H_3PO_4	98,000	142,368	13.952,040	1,880	7.421,298
Jumlah		1.353,664	76.510,919		43.491,441

$$\rho_{\text{umpan}} = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} = \frac{76.510,919}{43.491,441} = 1,7592 \text{ kg/lt} = 109,8244 \text{ lb/ft}^3$$

b. Umpan Air Pencuci :

Kebutuhan air pencuci sebesar 5-10% (perry, 18-103)

$$\text{First dewatering} = \frac{\text{Cake total}}{\text{Umpan masuk total}} = \frac{52.594,514}{76.510,919} = 0,6887 \text{ kg/jam}$$

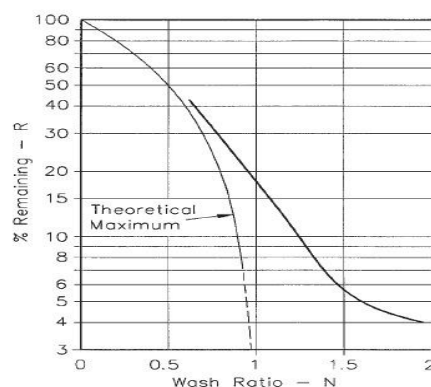


FIG. 18-103 Wash effectiveness.

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

$$\text{Wash ratio (N)} = 0,4$$

Untuk safety desain ditambahkan margin 20%

$$\begin{aligned}\text{Wash ratio (N)} &= 0,4 \times 1,2 \\ &= 0,48\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume air pencuci} &= N \times \text{massa air dalam umpan masuk} \\ &= 0,48 \times 16.516,276 \\ &= 7.267,162 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Dari data yang diperoleh, maka diambil kesimpulan kebutuhan air pencuci sebesar 10% dari umpan masuk total, yaitu 7.651, 092 kg/jam

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/liter)	Volume (liter/jam)
H ₂ O _(l)	18,02	424,589	7.651,092	1,000	7.651,092
Jumlah		424,589	7.651,092		7.651,092

c. Komposisi Keluar RDVF :

- Komposisi filtrat

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kgmol/jam)	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/liter)	Volume (liter/jam)
H ₂ SO ₄	98,090	10,186	999,181	1,777	562,222
H ₂ O	18,020	916,553	16.516,276	1,000	16.516,276
H ₃ PO ₄	98,000	142,368	13.952,040	1,880	7.421,298
Jumlah		1.069,107	31.467,497	4,657	24.499,796

$$\rho \text{ umpan} = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} = \frac{31.467,497}{24.499,796} = 1,2843 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} = 80,1824 \text{ lb/ft}^3$$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

- Komposisi Cake

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kgmol/jam)	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/liter)	Volume (liter/jam)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃ (s)	504,310	1.259,605	387,571	3,202	393,356
SiO ₂ (l)	60,090	2.295,408	706,279	2,611	879,130
Fe ₂ O ₃ (l)	159,70	286,926	88,285	5,045	56,877
K ₂ O (s)	94,20	143,463	26,485	2,266	63,306
MgO (l)	40,310	86,078	35,314	3,518	24,471
Al ₂ O ₃	101,960	114,770	176,570	3,931	29,194
H ₂ O	18,020	7.651,092	2354,474	1,000	7.651,092
CaSO ₄ .2H ₂ O	172,190	40.857,172	12571,438	2,310	17.687,088
Jumlah		709,146	52.694,514	22,883	26.784,513

$$\rho \text{ cake} = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}} = \frac{52.694,514}{26.784,513} = 1,976 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} = 122,817 \text{ lb/ft}^3$$

d. Perhitungan Konstanta Filtrasi

Karena partikel berupa bubuk dan sangat halus maka diameter partikel (Dp), diasumsi:

Diameter Partikel : 0,0004833 ft (100 mesh)

Dari fig 233 Brown, diperoleh:

Porositas (X) : 0,412 (Brown, hal 214)

Sphericity (ψ) : 1 (partikel dianggap bola)

Densitas solid (ρ) : 1,97 kg/lt

ΔPc : 0,5 atm = 15 inHg = 1058,06 lbf/ft²

Dari hal.211 Brown tahun 1973, didapat:

Faktor koreksi Reynold (Fre) : 42

Dari hal.212 Brown tahun 1973, didapat:

Faktor friksi (F_f) : 1300

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

e. Konstanta Permeabilitas

Berdasarkan Persamaan 172, Brown 1950, untuk mencari K (permeabilitas) adalah sebagai berikut:

$$K = \frac{gc \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot Ff} = \frac{32,2 \cdot 0,0040833 \cdot 42}{32 \cdot 1300}$$

$$K = 5,4204 \cdot 10^{-9} \text{ ft}^3/\text{s}^2$$

Dimana:

K = permeabilitas cake (cuft/detik²)

gc = gaya gravitasi = 32,2 ft/detik²

Dp = diameter partikel (ft)

Fre = bilangan Reynold sebagai fungsi porositas cake

Ff = faktor friksi sebagai fungsi terhadap operasi cake

f. Konstanta Filtrasi (CL)

Berdasarkan literatur Brown 1950, untuk mencari konstanta filtrasi sebagai berikut:

Viskositas air (μ) : 0,000519547 lb/ft

Fraksi berat solid (x) : $\frac{\text{massa padatan umpan}}{\text{massa umpan total}} = \frac{45.043,422}{76.510,919} = 0,588$

Densitas solid (ρ_s) : 122,817 lb/ft³

Densitas filtrat (ρ) : 80,182 lb/ft³

$$CL = \frac{\mu[\rho_s(1-x)(1-X) - \rho \cdot x \cdot X]}{2 \cdot k \cdot \rho \cdot x} \quad (\text{persamaan 192 Brown})$$

$$CL = \frac{0,000519547 \cdot [122,817(1-0,588)(1-0,412) - 80,182 \cdot 0,588 \cdot 0,412]}{2 \cdot 5,4204 \cdot 10^{-9} \cdot 80,182 \cdot 0,588}$$

$$CL = 10.409,3635 \text{ lbf.s/ft}^4$$

Dimana:

K = permeabilitas cake (cuft/detik²)

ρ_s = densitas solid (lb/ft³)

ρ = densitas filtrat (lb/ft³)

μ = viskositas filtrat (lb/ft detik)

x = fraksi massa cake dalam umpan

X = porositas cake

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

g. Menghitung Konsentrasi Filtrasi (Ct)

$$Ct = \frac{\mu \cdot X \cdot L^2}{K(-\Delta P)} = \frac{0,000519547 \cdot 0,412 \cdot 0,0948^2}{5,4204 \cdot 10^{-9} \cdot 1058,06}$$

$$Ct = 0,335 \text{ detik}$$

Dimana :

Ct = Konsentrasi filtrasi (detik)

L = tebal cake (ft), dirancang 3 cm = 0,0948 ft

$-\Delta P$ = 0,5 atm = 15 in Hg = 8 Psi = 1058,06 lb/ft²

h. Menghitung Tetapan Filtrasi (Ca)

$$Ca = \frac{X \cdot L \cdot \mu f}{\mu a}$$

$$Ca = \frac{0,412 \cdot 0,0948 \cdot 0,000519547}{1,30496 \cdot 10^{-5}}$$

$$Ca = 1,555 \text{ ft}$$

Dimana :

Ca = tetapan filtrasi (ft)

μa = viskositas udara (lb/ft s)

i. Menghitung Kecepatan Linier Filtrat

$$VL = \frac{K \cdot -\Delta P}{\mu f \cdot L}$$

$$VL = \frac{5,4204 \cdot 10^{-9} \cdot 1058,06}{0,000519547 \cdot 0,0948}$$

$$VL = 0,1164 \text{ ft/det}$$

Dimana :

VL = kecepatan linier filtrat (ft/det)

j. Menghitung Kecepatan Linier Udara

$$Va = \frac{K \cdot -\Delta P}{\mu a \cdot L}$$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

$$Va = \frac{5,4204 \cdot 10^{-9} \cdot 1058,06}{1,30496 \cdot 10^{-5} \cdot 0,0948}$$

$$Va = 4,6359 \text{ ft/det}$$

Dimana :

Va = kecepatan linier udara (ft/det)

k. Menghitung Residual Saturation (Sr)

$$Sr = 0,025 \left[\frac{K \cdot -\Delta P}{g \cdot L \cdot \sigma \cdot \cos \theta} \right]^{-0,264}$$

$$Sr = 0,025 \left[\frac{5,4204 \cdot 10^{-9} \cdot 1058,06}{32,2 \cdot 0,0948 \cdot 4,52 \cdot 10^{-3} \cdot 1} \right]^{-0,264}$$

$$Sr = 0,1952$$

Dimana :

Sr = Residual saturation

g = gaya gravitasi = 32,2 ft/detik²

σ = tegangan muka filtrat = 4,52.10⁻³ lb/ft

θ = sudut kontak awal pembentukkan cake = 0°

l. Menghitung Waktu Pembentukkan Cake

Asumsi : Kecepatan putar = 5 rpm (Kecepatan putaran pada rotary drum vacuum filter sekitar 0,1 – 10 rpm (walas). Kecepatan putaran berlangsung lambat agar proses filtrasi dapat maksimal). Maka putaran membutuhkan = 60 detik

$$t1 = \frac{CL \cdot L}{(-\Delta P)} = \frac{10.409,3635 \cdot 0,0948}{1058,06} = 0,932 \text{ detik}$$

$$\theta 1 = \frac{360^\circ \cdot 0,932 \text{ detik}}{60 \text{ detik}} - 15^\circ = 9,404^\circ$$

First dewatering

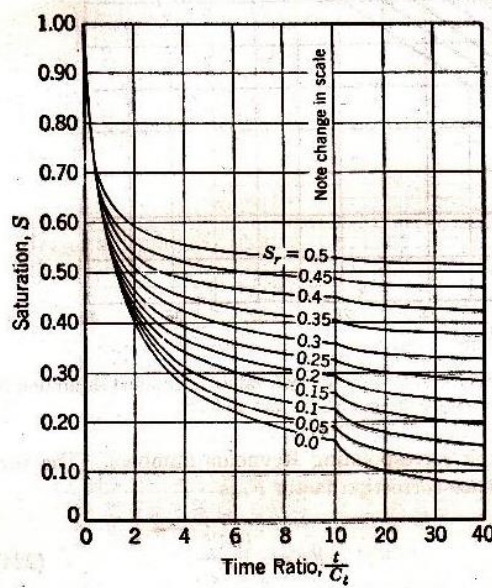
$$\theta 2 = 180^\circ - 30^\circ - 2,098^\circ = 140,595^\circ$$

$$t2 = \frac{140,595}{360} \times 60 = 23,432 \text{ detik}$$

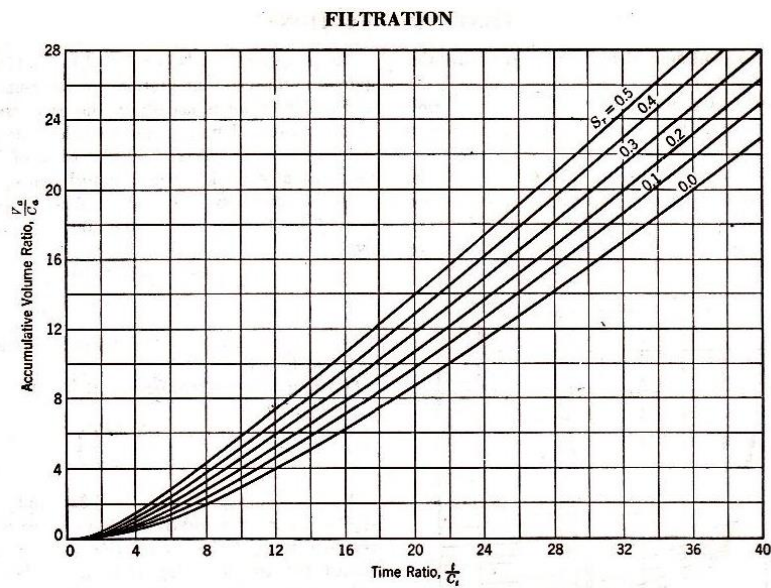
$$\frac{t2}{ct} = \frac{23,432}{0,335} = 27,377$$

Dari fig. 255 dan Sr = 0,195, diperoleh S2 = 0,24

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER



Dari fig. 256 dan $S_r = 0,195$ diperoleh $V_2/Ca = 15$

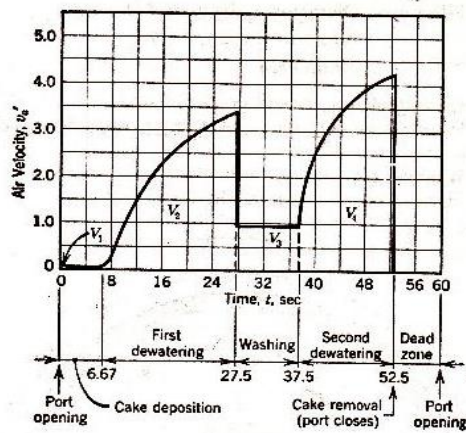


$$V_2 = 15 \times Ca = 15 \times 1,555 = 23,325 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ siklus}$$

Washing

Dari fig.261 dan t_2 (first dewatering time) = 23,432 detik, diperoleh $Va' : 3$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER



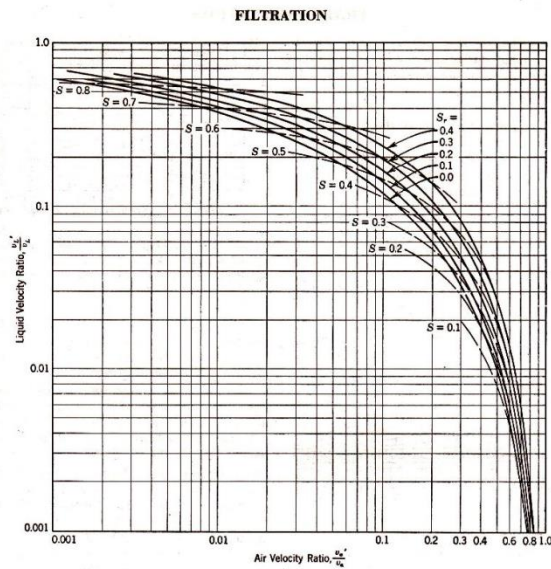
$$V_a' = 3 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$\frac{V_a'}{V_a} = \frac{3 \text{ ft/s}}{4.653 \text{ ft/s}} = 0.647$$

Mencari Liquid Velocity Rasio (V_L'/V_L) :

Dari fig. 259d dengan hubungan $V_a'/V_a = 0.647$ dan $S_r = 0.195$, diperoleh

$$V_L'/V_L = 0.0095$$



$$\frac{V_L'}{V_L} = 0.0095$$

$$V_L' = \left[\frac{V_L'}{V_L} \right] V_L$$

$$V_L' = 0.0095 \times 0.116 = 0.009 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ detik}$$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

$$t_3 = \frac{60}{360} \times 60 = 1 \text{ detik}$$

$$V_3 = V_a \times t_3 = 4,635 \times 1 = 4,635 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ siklus}$$

Second Dewatering

$$t_4 = \frac{90}{360} \times 60 = 1,75 \text{ detik}$$

Koreksi nilai C_t dan C_a

$$C_t' = C_t \times \frac{1}{t_4}$$

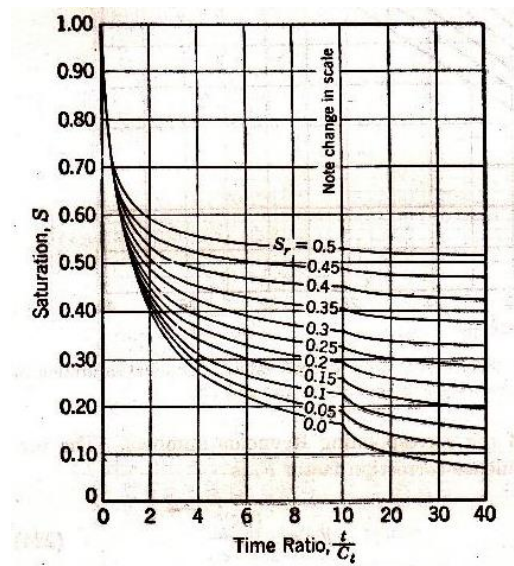
$$C_t' = 0,335 \times \frac{1}{1,75} = 0,1916 \text{ detik}$$

$$C_a' = C_a \times \frac{1}{t_4}$$

$$C_a' = 1,555 \times \frac{1}{1,75} = 0,888$$

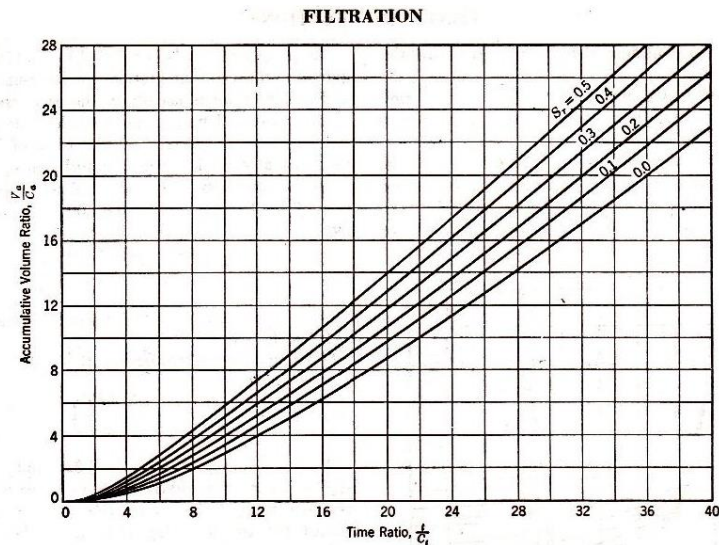
$$\frac{t_4}{C_t'} = \frac{1,75}{0,1916} = 9,130$$

Dari fig.255, dengan $S_r = 0,195$ diperoleh $S_4 = 0,29$



Dari fig.256, dengan $S_r = 0,195$ diperoleh $V_4/t_4 = 3,8$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER



$$V_4 = 3,8 \times 0,888 = 3,3765 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ siklus}$$

m. Menghitung Luas Medium Filter

$$Cv = \frac{\mu \cdot \rho \cdot x}{2 \cdot K \cdot [\rho \cdot (1-x) \cdot (1-X) - \rho \cdot x \cdot X]}$$

$$Cv = \frac{0,00519547 \times 80,182 \times 0,588}{2 \times 5,4204 \cdot 10^{-9} \times [80,182 \times (1-0,588) \times (1-0,412) - 80,182 \times 0,588 \times 0,412]}$$

$$Cv = 116.668,146 \text{ lb det}/\text{ft}^4$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu filtrasi (tf)} &= \frac{CL \cdot L^2}{(-\Delta P)} \\ &= \frac{10.409,363 \cdot 0,0948}{1058,06} \\ &= 0,932 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$A = \sqrt{\frac{Cv \cdot V^2}{t \cdot (-\Delta P)}}$$

$$A = \sqrt{\frac{116.668,146 \cdot 31.467,497^2}{0,932 \cdot 1058,06}} = 342.154,370 \text{ cm}^2 = 368,215 \text{ ft}^2 = 34,215 \text{ m}^2$$

Dimana :

t = waktu filtrasi (detik)

V = jumlah filtrat (cm³)

-ΔP = 1058,06 lb/ft²

Dari Walas, tabel. 11.12b halaman 327, diperoleh:

D = 10 ft = 3,048 m

L = 12 ft = 3,657 m

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

Luas RDVf setelah mengalami overdesign sebesar 20%

$$D = 12 \text{ ft} = 3,657 \text{ m}$$

$$L = 12 \text{ ft} = 3,657 \text{ m}$$

n. Menghitung Daya Penggerak

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 0,5A^{0,75} \\ \text{Power} &= 0,5 \times (34,2154)^{0,75} \\ &= 7,0735 \text{ kW} \\ &= 9,4857 \text{ Hp} \end{aligned}$$

(b) Rotary Drum, Disk, and Horizontal Filters

Rotary Drum Component Filters ^b											
Drum ^a Diam (ft)	Filter Surface Area (sqft)										
	Length (ft)										
	4	6	6	10	12	14	16	16	20	22	24
6	76	113	151	189	226						
8			200	250	300	350	400				
10				310	372	434	496	558	620		
12					456	532	608	684	760	836	912

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Daya standar yang dipilih yaitu 10 Hp

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

B. NERACA PANAS

Panas Masuk = Panas Keluar

Diketahui C_p rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut dengan satuan C_p kJ/kmol K

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

Tabel 3. Data Kapasitas Panas Bahan

Komponen	A	B	C	D
$\text{Ca}_{10}\text{F}_2(\text{PO}_4)_6$	77,400	0,440	0	0
SiO_2	343,910	-2,823E-01	9,449E-05	-9,000E-09
Fe_2O_3	26,800	-2,000E-02	0	0
K_2O	50,300	4,000E10-2	0	0
MgO	602,235	-3,643E-01	7,579E-05	-4,438E-09
Al_2O_3	401,249	-1,773E-01	4,519E-05	-3,099E-09
H_2SO_4	26,004	7,033E-01	-1,385E-03	1,034E-06
H_2O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,346E-07
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	40,780	8,000E-02	0	0
H_3PO_4	0,055	3,010E-01	0	0

Neraca Panas disekitar RDVF :

Input = output

a. Laju Alir Panas Umpan Masuk (Q1)

$$T = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q1 = \sum n \int_{298}^{353} C_p \cdot dT$$

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	$\int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/kmol)	$Q = n \int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/jam)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	2,50	12.134,10	30.307,10
SiO ₂	60,09	38,20	14.395,42	549.897,70
Fe ₂ O ₃	159,70	1,80	1.115,95	2.004,98
K ₂ O	94,20	1,52	3.482,60	5.303,87
MgO	40,31	2,14	27.034,05	57.728,38
Al ₂ O ₃	101,96	1,13	19.151,55	21.557,77
H ₂ SO ₄	98,09	10,19	7.904,48	80.517,95
H ₂ O	172,19	237,28	4.136,43	981.490,04
CaSO ₄ .2H ₂ O	18,02	916,55	3.675,10	3.368.422,11
H ₃ PO ₄	98,00	142,37	5.391,69	767.602,58
Total		1.353,66	98.421,36	5.864.832,46

b. Laju Alir Panas Air Pencuci (Q2)

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$$

$$Q_2 = \sum n \int_{298}^{303} C_p. dT$$

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	$\int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/kmol)	$Q = n \int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	18,02	424,59	324,10	137.609,26
Jumlah			324,10	137.609,26

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

Laju Alir Panas Filtrat (Q3)

$$T = 66,702\text{ }^{\circ}\text{C} = 339,702\text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$$

$$Q3 = \sum n \int_{298}^{339,702} C_p \cdot dT$$

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	$\int_{298}^{339} C_p dT$ (kJ/kmol)	$Q = n \int_{298}^{339} C_p dT$ (kJ/jam)
H2SO4	98,09	10,19	5.958,15	60.691,87
H2O	18,02	916,55	3.137,50	2.875.679,27
H3PO4	98,00	142,37	4.004,64	570.132,27
Jumlah		1.069,11	13.100,29	3.506.503,41

Laju Alir Panas Cake (Q4)

$$T = 66,702\text{ }^{\circ}\text{C} = 339,702\text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$$

$$Q4 = \sum n \int_{298}^{339,702} C_p \cdot dT$$

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	$\int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/kmol)	$Q = n \int_{298}^{303} C_p dT$ (kJ/jam)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	2,50	9.078,36	22.674,83
SiO ₂	60,09	38,20	10.976,74	419.305,76
Fe ₂ O ₃	159,70	1,80	851,68	1.530,18
K ₂ O	94,20	1,52	2.629,50	4.004,62
MgO	40,31	2,14	20.585,40	43.957,96
Al ₂ O ₃	101,96	1,13	14.562,33	16.391,96
H ₂ O	172,19	424,59	3.137,50	1.332.145,71
CaSO ₄ .2H ₂ O	18,02	237,28	2.764,36	655.927,29
Total		709,15	64.585,86	2.495.938,31

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

Panas Masuk

1. (Q1) Umpan RDVF
Pada suhu 80°C
= 5.864.832,46 kJ/jam
2. (Q2) Umpan Air Pencuci pada
suhu 30°C
= 137.609,26 kJ/jam

= 6.002.441,72 kJ/jam

Panas Keluar

1. (Q3) Filtrat
Pada suhu 70,442 °C
= 3.506.503,41 kJ/jam
2. (Q4) Cake
Pada suhu 70,442°C
= 2.495.938,31 kJ/jam

= 6.002.441,72 kJ/jam

LAMPIRAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER

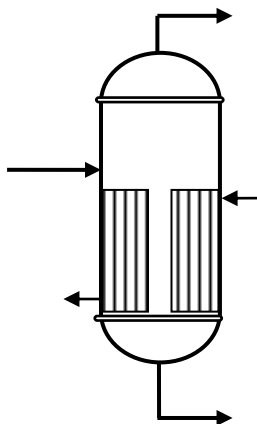
KESIMPULAN (RDVF-01)

Tugas : Menyaring padatan $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$, SiO_2 , Fe_2O_3 , K_2O , MgO , Al_2O_3 , dan $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang masih terkandung dalam hasil reaksi., dengan hasil padatan sebesar 52.694,514 kg/jam.

Jenis	: <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Lokasi	: <i>Outdoor</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless steel SA 167 grade C</i>
Kondisi operasi	: $P = 0,5 \text{ atm}$ dan $T = 80 \text{ }^\circ\text{C}$
Diameter Drum	: 3,048 m
Panjang Drum	: 3,657 m
Luas Filter	: $34,215 \text{ m}^2$
Daya Motor	: 10 HP
Jumlah	: 1 Unit

LAMPIRAN EVAPORATOR

EVAPORATOR (EV-01)



Tugas : Memekatkan larutan dengan menguapkan H₂O

Jenis : *Short-tube Vertical Evaporator*

Kondisi : P = 1 atm

T = 103°C

Neraca Massa Masuk Evaporator

Komponen	BM	F (Kg/jam)	F (Kmol/jam)	Fraksi Massa	Titik Didih °C
H ₂ SO ₄	98,00	999,18	10,20	0,03	270,00
H ₃ PO ₄	98,00	13.952,04	142,37	0,44	140,00
H ₂ O	18,00	16.516,28	917,57	0,52	100,00
Total		31.467,50	1.070,13	1,00	

Neraca massa total

$$F = L + V$$

Neraca massa komponen

$$F.XF = L.XL + V.XV$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

Dimana,

F : feed (umpan masuk), kg/jam = 31.467,497

XF : fraksi umpan masuk = 0,443379

L : umpan keluar fase cair, kg/jam = dicari

XL : fraksi umpan keluar fase cair = 0,8500 (titik jenuh H_3PO_4)

V : umpan keluar fase uap, kg/jam = dicari

XV : fraksi umpan keluar fase uap = 0

Asumsi : tidak ada H_3PO_4 yang menguap karena $T_d \text{H}_3\text{PO}_4 > T_d \text{H}_2\text{O}$

Maka, XV = 0

$$F.XF = L.XL + V.XV$$

$$31.467,497 \text{ kg/jam} \times 0,443379 = 0,8500 L + 0.V$$

$$L = 16.414,16451 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa total

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

$$V = 15.053,332 \text{ kg/jam} = 33.186,9163 \text{ lb/jam}$$

Neraca Massa Keluar Bawah Evaporator

Komponen	F (kg/j)
H_2SO_4	999,18
H_3PO_4	13.952,04
H_2O	1.462,94
Total	16.414,16

Neraca Massa Keluar Atas Evaporator

Komponen	F (kg/j)
H_2O	15.053,33
Total	15.053,33

LAMPIRAN EVAPORATOR

1. Menentukan tekanan operasi

Dimana P = tekanan uap murni (mmHg) dan T = suhu (K)

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,861	3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,809E-06

$$\log P^o = A + \frac{B}{T} + C \log T + D.T + E.T^2$$

Dari goal seek, didapat kondisi operasi

P = 760 mmHg

T = 373,2 K = 100,2°C

Komponen	Fraksi (X)	Log P uap	P uap	K = Po/P	Y = X/K
H ₂ O	1	2,8808	759,976214	1	1

Menentukan Boiling Point Rise (BPR)

$$BPR = 1,78 X + 6,22 X^2 \quad (\text{Geankoplis 3th ed, hal. 506})$$

dimana, X = fraksi massa zat selain H₂O dan HCl dalam larutan

X = 0,4434

Maka didapat BPR = 1,78 (0,4434) + 6,22 (0,4434²) = 3,5472°C

Actual Boiling point pada evaporator = titik didih + BPR

$$= 100,2^\circ\text{C} + 3,5472^\circ\text{C} = 103,7472^\circ\text{C}$$

Menghitung kebutuhan pemanas :

a. Panas yang dibawa umpan masuk (Q1)

T_{in} = 66,70°C = 339,7 K

T_{reff} = 25°C = 298

Komponen	Masuk		∫Cp.dT	n∫Cp.dT	n∫Cp.dT
	Kg/jam	Kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam	kJ/jam
H ₂ SO ₄	999,18	10,20	10.436,45	25.431,31	106.407,16
H ₃ PO ₄	13.952,04	142,37	3.445,83	117.247,28	490.574,41
H ₂ O	16.516,28	917,57	3.307,41	725.312,98	3.034.782,36
Total	31.467,50	1.070,13	17.189,68	867.991,58	3.631.763,92

$$Q_1 = 867.991,58 \text{ kkal/jam} = 3.631.763,92 \text{ kJ/j} = 3.422.248, \text{ BTU/j}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

- b. Panas yang dibawa hasil bawah (Q2)

$$T_{out} = 103,7472^{\circ}\text{C} = 376,7472 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Keluar		$\int \text{Cp.dT}$	$n \int \text{Cp.dT}$	$n \int \text{Cp.dT}$
	kg/jam	kmol/jam	kJ/kmol	kcal/jam	kJ/jam
H ₂ SO ₄	999,18	10,20	20.734,47	50.525,30	211.402,91
H ₃ PO ₄	13.952,04	142,37	9.132,64	310.746,15	1.300.193,10
H ₂ O	1.462,92	81,27	6.187,51	120.190,10	502.887,44
Total	31.467,50	1.070,13	36.054,61	481.461,54	2.014.483,45

$$Q_2 = 481.461,54 \text{ kkal/j} = 2.014.483,45 \text{ kJ/j} = 1.909.362 \text{ BTU/j}$$

- c. Panas Penguapan Evaporator

$$Q_v = V \times H_v$$

V = Jumlah H₂O dan HCl yang diuapkan

$$T_{uap} = 103,7472^{\circ}\text{C} = 218,7093 \text{ F}$$

Maka berdasarkan perry,1999 didapatkan

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$H_v \text{ H}_2\text{O} = 970,3 \text{ BTU/lb} = 2256,918 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Maka } Q_v = (15.053,33 \text{ kg/jam}) + (2.256,918 \text{ kJ/kg})$$

$$= 33.974.136,81 \text{ kJ/jam} = 32.201.264,43 \text{ BTU/jam}$$

- d. Panas sensibel evaporator (Qs)

$$T_{out} = 103,7472^{\circ}\text{C} = 376,7472 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Keluar		$\int \text{Cp.dT}$	Q
	kg/jam	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
H ₂ O	15.053,33	836,30	6.187,51	5.174.588,38

$$\text{Maka didapat } Q_s = 5.174.588,38 \text{ kJ/jam} = 4.904.562,838 \text{ BTU/jam}$$

$$Q_{total} = Q_2 + Q_v + Q_s - Q_1 = 35.572.941,34 \text{ BTU/j}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

2. Menentukan Jumlah Steam dan Jumlah Evaporator

- Suhu steam masuk = $120^{\circ}\text{C} = 248\text{ F}$

Maka berdasar Tabel Kern, hl 817 didapat :

$$P = 26,78 \text{ psi} = 1,8288 \text{ atm}; H_{fg} = 970,3 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Maka, } W = \frac{Q_{\text{total}}}{H_{fg}} = 36.661,80 \text{ lb/jam} = 17.015,41 \text{ kg/jam}$$

- Thermal Economy

$$TE = \frac{\text{jumlah yang diuapkan}}{\text{jumlah steam yang dibutuhkan}}$$

$$= \frac{16.516,28 \text{ kg/jam}}{17.015,41 \text{ kg/jam}} = 0,97 \text{ maka dibutuhkan 1 buah evaporator}$$

Berdasar Wallas, 1990 halaman 210 jika nilai TE sekitar 0,97 maka menggunakan single effect, jika 1,6 menggunakan double effect dan 2,4 menggunakan triple effect evaporator.

3. Perhitungan Luas Transfer Panas

Menentukan ΔT LMTD

$$\text{Suhu masuk evaporator (t1)} = 66,70^{\circ}\text{C} = 152,06\text{ F}$$

$$\text{Suhu keluar evaporator (t2)} = 103,74^{\circ}\text{C} = 218,73\text{ F}$$

$$\text{Suhu steam jenuh masuk (T1)} = 120^{\circ}\text{C} = 248\text{ F}$$

$$\text{Suhu steam jenuh keluar (T2)} = 120^{\circ}\text{C} = 248\text{ F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}} \\ = 56,16^{\circ}\text{F}$$

Menentukan viskositas campuran

Komponen	F (Kg/jam)	fraksi massa	μ [cP]	fraksi x μ
H ₂ SO ₄	999,18	0,03	5,71	0,18
H ₃ PO ₄	13.952,04	0,44	2,40	1,06
H ₂ O	16.516,28	0,52	0,35	0,18
Total	31.467,50	1,00		1,43

LAMPIRAN EVAPORATOR

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

Dari tabel 8 Kern, hal. 840 untuk jenis hot fluid berupa steam dan cold fluid berupa *aqueous solution less than 2 cP* maka didapat : Range UD = 200-700 BTU/jam.ft².°F.

Diambil UD = 700 BTU/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{\Delta T \text{ LMTD} \cdot U_D}$$

$$= \frac{35.572.941,34 \text{ BTU/j}}{56,16^\circ\text{F} \times 700 \text{ BTU/jam.ft}^2.^\circ\text{F}} = 904,90 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor > 200 ft² maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube.

4. Pemilihan Jenis Evaporator

Pemilihan jenis evaporator berdasarkan Coulson, 1983 untuk pemilihan evaporator didasarkan pada beberapa faktor :

- Viskositas umpan masuk
- Produk yang diinginkan apakah padatan, slurry, atau larutan pekat
- Apakah larutan mudah menimbulkan kerak atau tidak

LAMPIRAN EVAPORATOR

806

CHEMICAL ENGINEERING

Operational category	Evaporator type	Feed condition ^a							Suitable for heat-sensitive products	Retention time ^b (s)	Holding volume ^c (m ³)
		Very viscous (above 2000 mN s/m ²)	Med. viscosity (100 – 1000 mN s/m ²)	Low viscosity to water (max. 100 mN s/m ²)	Foaming	Scaling or fouling	Crystal producing	Solids in suspension			
Recirculating	Calandria ^d (short vertical tube)								No	168	3.03
	Forced circulation								Yes	41.6	12.8
	Falling film								No ^e	Not available	Not available
	Natural circulation (thermo-siphon)								No ^e	16	10.1
Single pass	Agitated film (vertical or horizontal)								Yes	1.0	1.0
	Tubular (long tube)								Yes	Not available	Not available
	Falling film								Yes	Not available	Not available
Single pass special type	Rising film								Yes	0.45	0.79
	Plate (can be recirculating)								Yes	Not available	Not available

■ = Applicable to conditions noted

▨ = Applicable over lower portion of range noted

a. Viscosities are at operating temperatures

b. Based on agitated film evaporator = 1.0

c. Based on agitated film evaporator = 1.0, proportioned to equal surface

d. Special disengagement arrangement required for foamy liquids

e. May be used in special cases

Karena larutan umpan masuk evaporator memiliki viskositas = 1,43 cP = 1,43 mNs/m², larutan mudah mengalami *scaling* pada suhu tinggi, berupa suspensi dan produk keluar berupa slurry maka evaporator yang sesuai adalah jenis Calandria (*Short-tube Vertical Evaporator*).

5. Pemilihan Tube

Berdasarkan Kern, 1983 hal 402 untuk evaporator jenis calandria maka L = 6 ft dan OD = 1,25 in, maka dari Kern, tabel 10 dipilih :

$$OD = 1 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$$

$$ID = 0,902 \text{ in} = 0,074866 \text{ ft}$$

$$BWG = 18$$

$$At = 0,639 \text{ in} = 0,53037 \text{ ft}$$

$$ao = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$ai = 0,1754 \text{ ft}^2$$

$$L = 6 \text{ ft}$$

Luas perpindahan panas tiap tube (al)

$$Al = \pi \cdot OD \cdot L$$

$$= 3,14 \times 0,125 \text{ ft} \times 6 \text{ ft} = 2,3541 \text{ ft}^2$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

Jumlah pipa (Nt)

$$Nt = \frac{A}{L \cdot a_o}$$

$$= \frac{904,90 \text{ ft}^2}{6 \text{ ft} \cdot 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 576,07 \text{ diambil Npipa standar 608 tube}$$

Dari Kern,1983 tabel 9 dengan spesifikasi triangular pitch diperoleh

Shell:

ID shell = 35 in

Pass = 1

Tube:

OD = 1 in

ID = 0,902 in

BWG = 18

L = 6 ft

Nt = 608 Tube

Pitch = 1,25 in

Passes = 1 (1-1 karena hanya sekali lewat)

$$Ud \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{L \cdot a_t' \cdot Nt \cdot \Delta T_{lmt d}}$$

$$= \frac{35.572.941,34 \text{ BTU/Jam}}{6 \text{ ft} \times 0,639 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 608 \times 56,16 \text{ F}}$$

$$= 271,73 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ F}$$

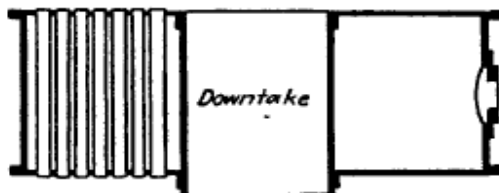
Luas Alir Tube :

$$A_t = \frac{1}{4} \pi \cdot ID_t^2 \cdot Nt$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times (0,074866 \text{ ft})^2 \times 608$$

$$= 2,6751 \text{ ft}^2$$

Menentukan Luas Downtake (Ad)



Luas downtake (Ad) $\frac{1}{2}$ - 1 kali luas alir tube (At) (Kern, hal 402), jika diambil 1 maka :

$$Ad = 1,0 \times At$$

$$= 2,6751 \text{ ft}^2$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

Maka diameter downtake :

$$\begin{aligned} Dd &= \sqrt{\frac{4}{\pi} \times Ad} \\ &= 1,8460 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Layout Evaporator

a. Tube Side, Cold Fluid

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

$$ID = 0,902 \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$L = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Passes} = 1$$

Luas Per Pipa (at)

$$\begin{aligned} at &= \frac{Nt \cdot ao}{144 \cdot n} \\ &= \frac{608 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}}{144 \times 1} = 1,1053 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa umpan (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{wa}{at} \\ &= \frac{69.373,2436}{1,1053} \\ &= 62.759,7596 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

Mencari Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{IDt \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,074866 \text{ ft} \times 62.759,2436 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ jam}}}{1,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}} = 3.285,19 \end{aligned}$$

Dari fig.24 Kern diperoleh jH sebesar : 12

Diketahui : Panas spesifik larutan masuk tube (C_p) = 1 BTU/lb F

Konduktivitas panas (k) = 1,85 BTU/ft² jam F

Viskositas (μ) = 1,4300 lb/ft jam

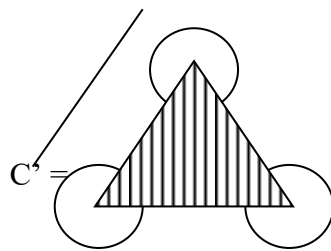
$$\begin{aligned} h_i &= jH \left(\frac{k}{IDt} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,33} \\ &= 272,37 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam F} \end{aligned}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{IDt \times h_i}{ODt} \\
 &= \frac{0,074866 \text{ ft} \times 272,37 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam F}}{0,083 \text{ ft}} \\
 &= 245,68 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam F}
 \end{aligned}$$

b. Shell side, Hot Fluid

Susunan tube dalam shell dipilih triangular-pitch, dengan $Pt = 1,25 \text{ in}$



$C' = \text{clearance}$

$pt = \text{pitch (jarak antar pusat tube)}$

$$= 1, - 1,5 = 0,25$$

$$\text{Luas segitiga yang diarsir} = \frac{1}{4} Pt^2 \times 3^{0,5}$$

$$\text{Luas } 3 \times \frac{1}{6} \text{ tube yang diarsir} = \text{luas } \frac{1}{2} \text{ tube}$$

Sehingga dari gambar diketahui bahwa tiap 1 tube perlu luasan 2 x luas segitiga, Maka luas penampang shell N-tube = $N_t \times 2 \times \text{luas segitiga}$

$$\begin{aligned}
 A_s &= N_t \times 2 \times \frac{1}{4} Pt^2 \cdot 3^{0,5} \\
 &= \frac{1}{2} N_t \cdot Pt^2 \cdot 3^{0,5} \\
 &= 0,5 \times 608 \times (0,02075 \text{ ft})^2 \times 3^{0,5} \\
 &= 0,2267 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang evaporator} &= \text{Luas penampang shell} + \text{Luas Downtake} \\
 &= (2,6751 + 0,2267) = 2,9018 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Evaporator =

$$Dev = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times A}$$

$$= 1,9226 \text{ ft} = 0,5768 \text{ m} = 23,0718 \text{ in}$$

Kecepatan massa steam (Gs) :

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w_c}{A_s} & w_c &= \text{massa steam masuk} \\
 &= \frac{36.661,80 \text{ lb/jam}}{0,2267 \text{ ft}^2}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

$$\begin{aligned}
 &= 161.712,40 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \text{Diameter Ekvivalen (De)} &= \frac{4 \cdot \left(P_t^2 - \pi \frac{OD_t^2}{4} \right)}{\pi OD_t} \\
 &= 0,9904 \text{ in} \\
 &= 0,0822 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Reynold Number Shell} = \mu \text{ steam jenuh} = 0,013 \text{ Cp} = 0,031447 \text{ lb/jam ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Res} &= \frac{\text{De Gs}}{\mu} \\
 &= \frac{0,0822 \text{ ft} \times 161.712,40 \text{ lb/jam ft}^2}{0,031447 \text{ lb/jam ft}} \\
 &= 422.739,61
 \end{aligned}$$

$$\text{Condensation of Steam } h_o = 1.500 \quad \text{Kern, hal 164}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{245,6796 \times 1.500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{245,6796 + 1.500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} = 211,1037
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{211,1037 - 114,096}{211,1037 \times 114,096} \\
 &= 0,004213
 \end{aligned}$$

$$R_{dmin} \text{ steam yaitu } 0,0005$$

$$R_{dmin} \text{ aqueous solution } 0,001$$

$$R_{dmin} \text{ total } 0,0015$$

$$R_d > R_{dmin} \text{ steam maka alat dianggap layak}$$

a. Shell Side

$$De = 0,9904 \text{ in}$$

$$Gs = 161.712,40 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\rho \text{ steam} = 1,6301 \text{ lb/ft}^3$$

$$Res = 422.739,61$$

$$\text{Dari Kern fig 29 diperoleh nilai } f = 0,0016$$

$$\text{shell} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot N_t}{5.33 \cdot 10^{10} \cdot \rho \cdot De \cdot s \cdot \phi}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

$$= \frac{0,0016 \times (161.712,40)^2 \times 27 \times 608}{5,33 \times 10^{10} \times 1,6301 \times 0,9904 \times 1}$$

$$= 0,86 \text{ psi}$$

b. Tube Side

$$ID_t = 0,074866 \text{ in}$$

$$Ret = 3.285,1902$$

$$G_t = 62.759,7596 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$p \text{ umpan} = 80,1824 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Dari Kern fig 26 diperoleh } f = 0,00015$$

$$N = \text{jumlah pass}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot N}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot ID_t \cdot at'}$$

$$= \frac{0,00032 \times 62.759,7596^2 \times 6 \times 1}{5,33 \times 10^{10} \times 80,1824 \times 6 \times 0,639}$$

$$= 1,8387\text{E-}12 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ diijinkan jika } < 2 \text{ psi}$$

6. Menentukan Dimensi Evaporator

- Menentukan tinggi evaporator

Jika tinggi cairan diatas tube-sheet 10% dari panjang tube dan bagian bawah juga 10%, maka tinggi cairan :

$$HL = 1,2 \times L_{\text{tube}}$$

$$= 1,2 \times 6 \text{ ft} = 7,2 \text{ ft}$$

- Tinggi ruang uap untuk short tube evaporator (Hv) antara 8-12 ft (Perry's hal 11-36), dipilih Hv = 8 ft

$$\text{Maka tinggi shell evaporator} = HL + Hv$$

$$H_s = 7,2 \text{ ft} + 8 \text{ ft} = 15,2 \text{ ft} = 4,6330 \text{ m}$$

- Tebal Evaporator :

a) Shell Side

$$\text{Diketahui : Jari-jari evaporator (ri)} = 11,5360 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan evaporator} = 14,7 \text{ psi}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

Konstruksi dipilih menggunakan Carbon Steels SA-167, Grade 11, tipe :
321 dengan spesifikasi :

(Brownell and Young, hal. 342)

Allowable stress (f) : 18750 psia

Faktor Korosi (c) : 0,125 in

Efisiensi sambungan (e) : 80%

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{p \cdot r_i}{f \cdot e - 0,6p} + c \\&= \frac{14,7 \text{ psi} \times 11,5360 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \\&= 0,1363 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar 0,1875 in (Brownell and Young)

$$\begin{aligned}\text{ODs} &= \text{IDs} + 2t_s \\&= 35 \text{ in} + (2 \times 0,1363) \text{ in} \\&= 25,2726 \text{ in}\end{aligned}$$

Diambil OD standar dari table 5.7 Brownell Young hal 89 diambil ODs =
36 in

Maka diameter dalam shell

$$\begin{aligned}\text{IDs} &= \text{ODs} - 2t_s \\&= 36 \text{ in} - (2 \times 0,1363) \text{ in} \\&= 35,625 \text{ in} = 0,904875 \text{ m}\end{aligned}$$

b) Tebal Head

Bentuk head dipilih bentuk *Torispherical Dished Head*

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{0,885 \cdot p \cdot r_i}{f \cdot e - 0,1 \cdot p} + c \\&= \frac{0,885 \times 14,7 \text{ psi} \times 23,0719}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ in}} + 0,125 \\&= 0,1450 \text{ in, diambil tebal standar } 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$

c) Dimensi head

$$\begin{aligned}\frac{I_{cr}}{OD} &= \frac{1,875}{30} \\&= 0,052\end{aligned}$$

Dengan persamaan 5.11 Brownell-Young hal.88, dihitung volume head :

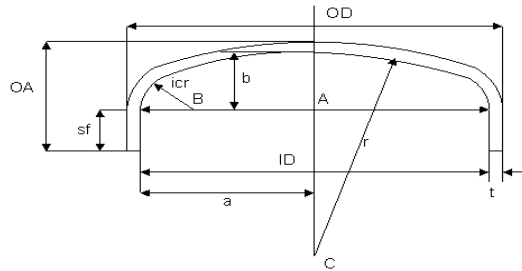
$$V_h = 0,000049 \times \text{ID}^3$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

$$= 0,000049 \times 35,625^3$$

$$= 2,2154 \text{ ft}^3$$

Berdasar tebal head = 0,1875 in maka dari tabel 5.6 Brownell-Young hal.88, straight flange antara 1,5 – 2,5, dipilih straight flange (sf0 = 2 in. Dari fig. 5.8 Brownell-Young hal.87 dimensi dari hubungan untuk flanged dan dishead head :



Dari tabel 5.7 hal 90 buku Brownell Young didapat:

$$r = 36 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 2,25 \text{ in}$$

$$a = \text{ID}/2 = (35,625/2) \text{ in} = 17,8125 \text{ in}$$

$$\text{AB} = (\text{ID}/2) - \text{icr}$$

$$= 15,5625 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 36 \text{ in} - 2,25 \text{ in} = 33,75 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{33,75^2 - 15,5625^2}$$

$$= 29,9478 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC}$$

$$= 36 \text{ in} - 29,9478 \text{ in} = 6,0521 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{sf} + b + \text{th}$$

$$= 2 + 6,0521 \text{ in} + 0,1875 \text{ in} = 8,2396 \text{ in} = 0,6866 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi tinggi head (Hh)} = 0,6866 \text{ ft} = 0,2092 \text{ m}$$

d) Tinggi Evaporator Total

$$\text{H} = \text{Hs} + 2 \text{ Hh}$$

$$= 15,2 \text{ ft} + (2 \times 0,6866) \text{ ft} = 16,5732 \text{ ft} = 5,0515 \text{ m}$$

LAMPIRAN EVAPORATOR

KESIMPULAN

(EV-01)

Tugas : Memekatkan larutan dengan menguapkan H₂O

Kondisi : P = 1 atm

$$T = 103,7472^{\circ}\text{C}$$

Perancangan :

- Suhu input (T_{in}) : $66,70^{\circ}\text{C}$
- Suhu output (T_{out}) : $103,75^{\circ}\text{C}$
- Beban panas (Q) : 35.572.941,34 BTU/jam
- Luas Perpindahan Panas (A) : $904,90 \text{ ft}^2$
- Susunan tube : Triangular-Pitch
- Panjang tube : 6 ft
- Jumlah tube (N_t) : 608
- Passes : 1
- Faktor pengotor (R_d) : $1,83879\text{E-}12$
- Tinggi evaporator : 5,0515 m
- Diameter evaporator : 0,9144 m

LAMPIRAN TANGKI

TANGKI H₂SO₄

(T- 01)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) 98% dengan impuritis air (H₂O) 2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Safety : Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan :

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 °C

Suhu didih (Tb) = 270 °C

Komponen masuk reaktor dari tangki-01

Komponen	Kg/jam
H ₂ SO ₄	24.273,94
H ₂ O	1.549,40
Total	25.823,34

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas massa (M)} &= 25.823,34 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \times 14 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \\ &= 8.676.642,24 \text{ Kg}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho) = 2.762,47 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 172,44 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{8.676.642,24 \text{ Kg}}{2.762,47 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 3.140,90 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Over Design 20 %

$$\begin{aligned}V_t &= 1,2 \times 3.140,90 \text{ m}^3 \\ &= 3.769,08 \text{ m}^3 \\ &= 23.707,54 \text{ bbl}\end{aligned}$$

LAMPIRAN TANGKI

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3:2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{2}D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 3 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 3 \times 3.769,08}{2 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 19,31 \text{ m} = 63,34 \text{ ft}$$

$$H = 12,87 \text{ m} = 42,23 \text{ ft}$$

Ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3 Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 80 \text{ ft} = 24,39 \text{ m} = 960,25 \text{ in}$$

$$H = 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} = 600,15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ &= 7.118,658 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	27	1/4 in
2	18	1/4 in
3	9	1/4 in

Menghitung tebal head

Tekanan operasi = 14,7 psia

Dirancang mampu menahan 1,2x tekanan operasi

Tekanan design = 1,2 x 14,7 psi

Tekanan design = 17,64 psi

$$\begin{aligned} T_{head} &= \frac{P \times D}{2 \times f \times e - 0,2 \times P} \\ &= \frac{17,64 \text{ psi} \times 960,25 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0,85) - (0,2 \times 17,64 \text{ psi})} \\ &= 0,788 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka diambil tebal head standar = 0,875 in

LAMPIRAN TANGKI

KESIMPULAN

(T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H_2SO_4) 98% dengan impuritis air (H_2O) 2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Safety : Conventional Relief Valve

Volume tangki : $7.118,658 \text{ m}^3$

Diameter (D) : 80 ft = 24 m

Tinggi (H) : 50 ft = 15 m

Tebal shell

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	27	1/4 in
2	18	1/4 in
3	9	1/4 in

Tebal *head* : 0,875 in

Bahan : *Stainless Steel*

LAMPIRAN TANGKI

TANGKI HF (T-02)

Tugas : Menampung larutan hydrogen fluoride (HF) sebanyak 959,09 kg/jam pada suhu 40 °C dan tekanan 3 atm.

Jenis : Tangki horizontal (Pressure Vessel dengan saddle support)

Safety : Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan :

Tekanan (P) = 3 atm

Suhu (T) = 40 °C

Suhu didih (Tb) = 20 °C

Komponen	Kg/jam
HF	949,59
H2O	9,50
Total	959,09

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 7 hari.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas massa (M)} &= 959,09 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \\ &= 161.126,9 \text{ Kg}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho) = 2.140,21 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 133,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{161.126,9 \text{ Kg}}{2.140,21 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 75,29 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Over Design 20 %

$$\begin{aligned}V_t &= 1,2 \times 75,29 \text{ m}^3 \\ &= 90,34 \text{ m}^3 \\ &= 568,26 \text{ bbl}\end{aligned}$$

LAMPIRAN TANGKI

Dimensi Tangki

1. Ukuran tangki

Digunakan ukuran vessel, $L = 2 \times D$

dengan L = panjang

D = diameter

Bentuk head : Elliptical dished head

Volume vessel = volume shell + 2 x (volume head)

$$90,34 = \frac{\pi}{4} D^2 L + 2 \left(\frac{\pi}{24} D^3 \right)$$

$$90,34 = \frac{\pi}{4} D^2 2D + 2 \left(\frac{\pi}{12} D^3 \right)$$

$$90,34 = \left(\frac{\pi}{4} 2 + \frac{\pi}{12} \right) D^3$$

$$D^3 = 69 \text{ m}^3$$

$$D = 4,103 \text{ m}$$

$$L = 8,205 \text{ m}$$

$$D = 5 \text{ m} = 196,85 \text{ in}$$

$$L = 10 \text{ m} = 393,70 \text{ in}$$

2. Menentukan Tebal Shell

Diameter dalam : 196,850 in

Tekanan operasi : 3 atm (44,09 psi)

Dirancang tangki dapat menahan 1,2 x tekanan operasi

Tekanan Design : 1,2 x 44,09

: 52,91 psi

Suhu operasi : 40°C (104°F)

Bahan konstruksi : stainless steel SA 167 tipe 316

Untuk $T = 104^\circ\text{F}$, maka

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell-Young)

c = korosi : 0.125 in

E = efisiensi sambungan: 0.85

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young :

$$ts = \frac{P \cdot r \cdot i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

LAMPIRAN TANGKI

$$t_s = \frac{52,91 \text{ psi} \cdot 78,74 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 52,91 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$t_s = 0.387 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell standar, $t = 1/2 \text{ in}$

$$OD = ID + 2 \cdot t$$

$$OD = 196,85 \text{ in} + 2 \times (1/2)$$

$$OD = 197,85 \text{ in}$$

3. Menentukan Tebal Head

Bentuk head : Elliptical dished head

Dengan perbandingan panjang sumbu mayor dan minor $a : b = 2 : 1$

Tebal head dihitung dengan persamaan (7.57) Brownell-Young

$$t_h = \frac{P \cdot d \cdot v}{2fE - 0,2P} + C$$

$$v = (2 + k^2)/6 \text{ dengan } k = a/b = 2/1 = 2$$

$$= (2 + 2^2)/6 = 1$$

maka,

$$t_h = \frac{52,91 \text{ psi} \times 196,85 \text{ in} \times 1}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 52,91} + 0,125$$

$$t_h = 0.452 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = $1/2 \text{ in}$

LAMPIRAN TANGKI

KESIMPULAN

(T-02)

Tugas	: Menampung larutan hydrogen fluoride (HF) sebanyak 959,09 kg/jam pada suhu 40 °C dan tekanan 3 atm.
Jenis	: Tangki horizontal (Pressure Vessel dengan saddle support)
Safety	: Conventional Relief Valve
Volume tangki	: 90,34 m ³
Diameter (D)	: 5 m = 196,85 in
Tinggi (H)	: 10 m = 393,70 in
Tebal shell (ts)	: ½ in
Tebal <i>head</i>	: ½ in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>

LAMPIRAN TANGKI

TANGKI H₃PO₄

(T– 03)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Fosfat (H₃PO₄) 85% dengan impuritis air (H₂O) 9% dan asam sulfat (H₂SO₄) 6 % pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Safety : Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan :

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 35 °C

Suhu didih (Tb) = 158 °C

Komponen	Kg/jam
H ₂ SO ₄	999,18
H ₃ PO ₄	13.952,04
H ₂ O	1.462,94
Total	16.414,16

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas massa (M)} &= 16.414,16 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \times 14 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \\ &= 5.515.157,76 \text{ Kg}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho) = 4.642,45 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 298,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{5.515.157,76 \text{ Kg}}{4.642,45 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 1.187,98 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Over Design 20 %

$$\begin{aligned}\text{Vt} &= 1,2 \times 1.187,98 \text{ m}^3 \\ &= 1.425,58 \text{ m}^3 \\ &= 8.966,91 \text{ bbl}\end{aligned}$$

LAMPIRAN TANGKI

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3:2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{2}D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 3 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 8 \times 1.425,58}{3 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 13,97 \text{ m} = 45,81 \text{ ft}$$

$$H = 9,31 \text{ m} = 30,54 \text{ ft}$$

Ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3 Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} = 600,15 \text{ in}$$

$$H = 32 \text{ ft} = 9,76 \text{ m} = 384,10 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ &= 1.779,664 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	24	1/4 in
2	16	1/4 in
3	8	1/4 in

Menghitung tebal head

Tekanan operasi = 14,7 psia

Dirancang mampu menahan 1,2x tekanan operasi

Tekanan design = 1,2 x 14,7 psi

Tekanan design = 17,64 psi

$$\begin{aligned} T_{head} &= \frac{P \times D}{2 \times f \times e - 0,2 \times P} \\ &= \frac{17,64 \text{ psi} \times 840,22 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0,85) - (0,2 \times 17,64 \text{ psi})} \\ &= 0,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka diambil tebal head standar = 0,875 in

LAMPIRAN TANGKI

KESIMPULAN

(T-03)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Fosfat (H_3PO_4) 85% dengan impuritis air (H_2O) 9% dan asam sulfat (H_2SO_4) 6 % pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical

Safety : Conventional Relief Valve

Volume tangki : $1.779,64 \text{ m}^3$

Diameter (D) : 50 ft = 16 m

Tinggi (H) : 32 ft = 10 m

Tebal shell

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)
1	24	1/4 in
2	16	1/4 in
3	8	1/4 in

Tebal *head* : 0,875 in

Bahan : *Stainless Steel*

LAMPIRAN GUDANG

GUDANG (G-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku batuan fosfat

Tipe : Bangunan

Kondisi :

Suhu = 30 °C

Tekanan = atmosferis

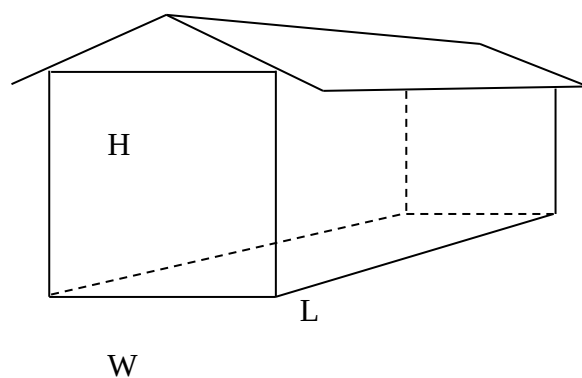
Sifat bahan :

- Disimpan dalam kemasan karung plastik

Waktu penyimpanan : 1 bulan

30 hari

24 jam



Perhitungan Kapasitas Gudang

Kapasitas per jam = 28.692,6 kg/jam

Waktu tinggal (t) = 1 bulan

Kapasitas gudang = 28.692,6 kg/jam x 720 jam

= 6.356.513,520 kg

Densitas padatan = 195,525 lb/ft³

= 3.132,010 kg/m³

LAMPIRAN GUDANG

Kemasan batuan fosfat berupa packing dengan kapasitas = 50 kg

$$\begin{aligned}\text{Volume 1 pack} &= \frac{50 \text{ kg}}{3175,280 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,015964 \text{ m}^3 \\ &= 15964,19 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

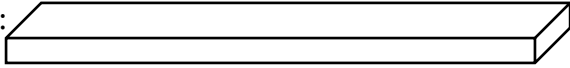
Bila dalam 1 group

Jumlah tumpukan = 25 tumpukan

Tebal tiap pack = 15 cm

Tinggi tumpukan = $25 \times 15 \text{ cm}$
= 375 cm
= 3,75 m

Diambil panjang dan lebar pack dengan perbandingan P : L 2 : 1

Maka: 

$$\begin{aligned}V &= P \times L \times 15 \\ 15746,643 &= 2L \times L \times 15 \\ L &= \left(\frac{15964,19}{30}\right)^{0,5} \\ &= 23,06815 \text{ cm} \\ &= 0,23 \text{ m} = 0,25 \text{ m} \\ P &= 0,5 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi ukuran sak (pack) :

Panjang = 0,25 m

Lebar = 0,5 m

Tinggi = 0,15 m

Perhitungan volume total bahan yang disimpan

$$\begin{aligned}V_t &= \frac{6356514,520 \text{ kg}}{3132,010 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 2029,531 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah packing (N)} &= V_t / \text{volume packing} \frac{2029,531 \text{ m}^3}{0,016 \text{ m}^3} \\ &= 127.130,2704\end{aligned}$$

LAMPIRAN GUDANG

Perhitungan Dimensi Gudang

Volume gudang overdesign = 40%

$$V_g = 2841,344 \text{ m}^3$$

Dipilih perbandingan panjang dan lebar gudang = L : W = 1 : 2

$$V_g = W \times L \times H$$

$$= W \times 2 W \times 3,75$$

$$W = 7,24 \text{ m}$$

$$\text{Maka } L = 14,47 \text{ m}$$

KESIMPULAN GUDANG

(G-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku batuan fosfat

Tipe : Bangunan

Dimensi:

Panjang = 14,5 m

Lebar = 7,5 m

Tinggi = 9 m

LAMPIRAN GUDANG

GUDANG (G-02)

Tugas : Menyimpan bahan gipsum

Tipe : Bangunan

Kondisi :

Suhu = 30 °C

Tekanan = atmosferis

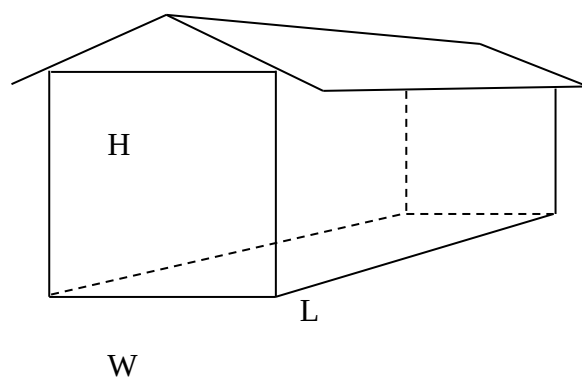
Sifat bahan :

- Disimpan dalam kemasan karung plastik

Waktu penyimpanan : 1 bulan

30 hari

24 jam



Perhitungan Kapasitas Gudang

Kapasitas per jam = 52.694,51 kg/jam

Waktu tinggal (t) = 1 bulan

Kapasitas gudang = 52.694,51 kg/jam x 720 jam

= 37.940.047,20 kg

Densitas padatan = 122,86 lb/ft³

= 1.968,02 kg/m³

LAMPIRAN GUDANG

Kemasan batuan fosfat berupa packing dengan kapasitas = 50 kg

$$\begin{aligned}\text{Volume 1 pack} &= \frac{50 \text{ kg}}{1.968,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,025 \text{ m}^3 \\ &= 25.406,25 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

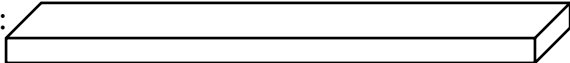
Bila dalam 1 group

Jumlah tumpukan = 25 tumpukan

Tebal tiap pack = 15 cm

Tinggi tumpukan = $25 \times 15 \text{ cm}$
= 375 cm
= 3,75 m

Diambil panjang dan lebar pack dengan perbandingan P : L 2 : 1

Maka: 

$$\begin{aligned}V &= P \times L \times 15 \\ 25.303,644 &= 2L \times L \times 15 \\ L &= \left(\frac{25303,644}{30}\right)^{0,5} \\ &= 29,101 \text{ cm} \\ &= 0,29 \text{ m} \quad = 0,30 \text{ m} \\ P &= 0,6 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi ukuran sak (pack) :

Panjang = 0,30 m

Lebar = 0,6 m

Tinggi = 0,15 m

Perhitungan volume total bahan yang disimpan

$$\begin{aligned}V_t &= \frac{37.940.047,20 \text{ kg}}{1968,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 19.278,28 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah packing (N)} &= V_t / \text{volume packing} \frac{19.278,28 \text{ m}^3}{0,025 \text{ m}^3} \\ &= 758.800,94\end{aligned}$$

LAMPIRAN GUDANG

Perhitungan Dimensi Gudang

Volume gudang overdesign = 40%

$$V_g = 26.989,6 \text{ m}^3$$

Dipilih perbandingan panjang dan lebar gudang = L : W = 1 : 2

$$\begin{aligned} V_g &= W \times L \times H \\ &= W \times 2W \times 3,75 \end{aligned}$$

$$W = 15,32 \text{ m}$$

$$\text{Maka } L = 30,65 \text{ m}$$

KESIMPULAN GUDANG

(G-02)

Tugas : Menyimpan bahan gipsum

Tipe : Bangunan

Dimensi:

Panjang = 30,5 m

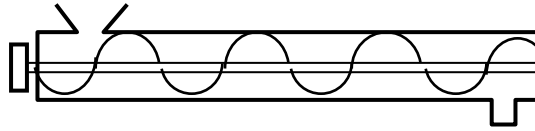
Lebar = 15,5 m

Tinggi = 19,5 m

LAMPIRAN SCREW CONVEYOR

SCREW CONVEYOR

(SC-01)



Tugas : Mengangkut batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) sebesar 28.962,595 kg/jam dari Gudang (G-01) menuju *Bucket Elevator* (BE-01).

Operasi : *Continuous*

Umpan masuk :

Densitas umpan = 198,226 lb/ft³

Volume SC dihitung berdasarkan volume umpan masuk screw conveyor dimana volume bahan dalam SC = 50% volume SC.

Volume bahan = 50% volume SC

Kecepatan umpan = 28.962,60 kg/jam
= 63.851,59 lb/jam
= 1.064,19 lb/menit

Kapasitas volume = $\frac{\text{kec. umpan}}{\text{densitas umpan}}$
= $\frac{1.064,19 \text{ lb/menit}}{198,226 \text{ lb/ft}^3}$
= 5,369 ft³/menit

Kecepatan volume = $\frac{\text{kapasitas volume}}{0,5}$
= $\frac{5,369 \text{ ft}^3/\text{menit}}{0,5}$
= 10,737 ft³/menit
= 644,230 ft³/jam

LAMPIRAN SCREW CONVEYOR

Luas penampang SC :

Dirancang Panjang screw conveyor dari silo ke mixer 32,80 ft

Berdasarkan tabel 13 Brown, 1950 halaman 53 dimana kapasitas = 644,230 ft³/jam maka didapat diameter screw conveyor sebesar 7 in

Dimensi Screw Conveyor:

$$\begin{aligned}A_o &= \frac{\pi D^2}{4} \\&= \frac{3,14 \times 7^2}{4} \\&= 0,267 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume SC} &= A_o \cdot L \\&= (0,267 \cdot 32,80) \text{ ft}^3 \\&= 8,758 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Waktu tinggal :

$$\begin{aligned}t &= \frac{\text{Volume SC}}{\text{Kecepatan Volume}} \\&= \frac{8,758 \text{ ft}^3}{644,230 \text{ ft}^3/\text{jam}} \\&= 0,013594 \text{ menit}\end{aligned}$$

Menghitung daya penggerak

Dari Brown halaman 53 :

$$HP = \frac{\text{Koefisien} \times \text{kapasitas} \times \text{panjang}}{33000}$$

Untuk bahan berbentuk *grain*, koefisien = 1,3 (Brown halaman 53)

$$HP = \frac{(1,3) \left(1.064,19 \frac{\text{lb}}{\text{menit}} \right) (32,80 \text{ ft})}{33000} = 1,3751 \text{ Hp}$$

Digunakan efisiensi motor = 80%

$$\text{Horse power} = \frac{1,3751 \text{ Hp}}{80\%} = 1,719 \text{ Hp}$$

Daya Motor yang dibutuhkan = 2 Hp

LAMPIRAN SCREW CONVEYOR

KESIMPULAN

(SC-01)

Tugas : Mengangkut batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) sebesar 28.962,595 kg/jam dari Gudang (G-01) menuju *Bucket Elevator* (BE-01).

Operasi : *Continuous*

Dimensi Screw Conveyor :

Diameter screw = 7 in

Putaran maksimum = 190 rpm

Diambil Putaran = 150 rpm

Panjang = 10 m = 32,8 ft

Power = 2 Hp

LAMPIRAN BELT CONVEYOR

BELT CONVEYOR (BC-01)

Tugas : Mengangkut cake dari RDVF menuju gudang
Operasi : *Continuous*

Umpan masuk :

Densitas umpan = 122,817 lb/ft³
Kecepatan umpan = 52.694,514 kg/jam
= 52,695 ton/jam
= 105.389,028 lb/jam
= 1.756,484 lb/menit

Memilih ukuran Belt Conveyor :

Dari Perry, R.H 7th ed halaman 21-11 untuk kecepatan aliran massa padatan = 16,346 ton/jam dipilih :

Lebar belt : 18 in = 0,457 m
Kapasitas : 54 ton/jam
Panjang : 10 m
Kecepatan : 76 m/menit = 250 ft/menit

Menghitung kecepatan motor

$$HP = \frac{f(L + Lo)T}{990}$$

Dimana :

F = faktor friksi 0,05 untuk bantalan biasa dan 0,03 untuk bantalan anti gesekan
Lo = 100 ft untuk bantalan biasa dan 150 ft untuk bantalan anti gesek
T = material (ton/jam)
L = Panjang konveyor diantara terminal katrol = 10 ft = 3,05 m

LAMPIRAN BELT CONVEYOR

Sehingga,

$$HP = \frac{0,05(100 + 10)52,695}{990} = 0,293$$

Dipilih power standar = 1 HP

KESIMPULAN

(BC-01)

Tugas : Mengangkut cake dari RDVF menuju gudang

Operasi : *Continuous*

Dimensi Belt Conveyor :

Lebar Belt = 18 in = 0,457 m

Putaran maksimum = 350 rpm

Diambil Putaran = 250 rpm

Panjang = 10 m = 32,8084 ft

Kecepatan = 76 m/menit = 250 ft/ menit

Power = 1 Hp

LAMPIRAN BUCKET ELEVATOR

BUCKET ELEVATOR (BE-01)

Tugas : Menaikkan Batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dari *Screw Conveyor* (SC) menuju *Hooper* (H-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

Tipe Alat : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Data Komposisi Bahan:

Komponen	BM	Densitas	Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi Massa	Densitas x Fraksi
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,310	3.202,200	49,954	25.192,099	0,878	2.811,532
SiO_2	60,090	2.611,000	38,199	2.295,408	0,080	208,880
Fe_2O_3	159,700	5.044,700	1,797	286,926	0,010	50,447
K_2O	94,200	2.266,200	1,523	143,463	0,005	11,331
MgO	40,310	3.517,500	2,135	86,078	0,003	10,553
Al_2O_3	101,960	3.931,300	1,126	114,770	0,004	15,725
H_2O	18,020	985,300	31,845	573,852	0,020	19,706
Total		21.558,200	126,579	28.692,595	1,000	3.128,173

Laju umpan = 28.692,595 kg/jam
= 63.256,344 lb/jam
= 28,693 ton/jam

Dari tabel 21-8 Perry 7^{ed}, digunakan ukuran *bucket* :

Panjang (p) : 8 in
Lebar (L) : 5 in
Tinggi (t) : 5,5 in
Lebar belt : 14 in

Volume *bucket* :

Volume = Luas *bucket* x Panjang *bucket*
= $(0,5 \times L \times t) \times p$
= $(0,5 \times 5 \times 5,5) \times 8$
= 110 in³
= 0,06365744 ft³

LAMPIRAN BUCKET ELEVATOR

$$\begin{aligned}\text{Bulk density} &= 3.128,173 \text{ kg/m}^3 \\ &= 195,285 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat padatan dalam 1 bucket} &= \text{volume bucket} \times \text{bulk density} \\ &= 0,0636 \text{ ft}^3 \times 195,285 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 12,431 \text{ lb/bucket}\end{aligned}$$

Waktu tinggal untuk 1 bucket :

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{massa 1 bucket}}{\text{kecepatan umpan}} \\ &= \frac{12,431 \text{ lb/bucket}}{195,285 \text{ lb/jam}} \\ &= 0,00020 \frac{\text{jam}}{\text{bucket}} \\ &= 0,01179 \frac{\text{menit}}{\text{bucket}}\end{aligned}$$

Tinggi 1 bucket :

$$\text{Tinggi} = \text{Tinggi bucket} + \text{jarak antar bucket}$$

$$\text{Dimana : Tinggi bucket} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil jarak antar bucket} = 1,25 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, tinggi} &= (0,67 + 1,25) \text{ ft} \\ &= 1,92 \text{ ft} = 0,585 \text{ m}\end{aligned}$$

Jumlah bucket (n) :

$$\text{Jumlah bucket (n)} = \frac{\text{tinggi bucket elevator}}{\text{tinggi 1 bucket}}$$

$$\begin{aligned}\text{Dimana : Tinggi bucket elevator} &= \text{tinggi hooper} + \text{tinggi mixer} \\ &= 4,141 \text{ m} + 6,328 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bucket (n)} &= \frac{34,344 \text{ ft}}{1,92 \text{ ft}} \\ &= 17,888 \text{ bucket} \\ &= 18 \text{ bucket}\end{aligned}$$

LAMPIRAN BUCKET ELEVATOR

Waktu tinggal n *bucket* :

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal n bucket } (t_n) &= \text{jumlah bucket (n) x waktu tinggal 1 bucket (t)} \\ &= [18 \text{ bucket} \times 0,01179 \frac{\text{menit}}{\text{bucket}}] \\ &= 0,212 \text{ menit}\end{aligned}$$

Kecepatan linier *bucket elevator* :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan linier (V)} &= \frac{\text{tinggi bucket elevator}}{\text{waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{34,344 \text{ ft}}{0,212 \text{ menit}} \\ &= 161,813 \frac{\text{ft}}{\text{menit}}\end{aligned}$$

Daya *bucket elevator* :

$$Hp = Hp \text{ standart} + \frac{Hp}{ft} (\text{tinggi bucket elevator} - \text{tinggi standart})$$

Dimana : Tinggi *bucket elevator* standart = 15 ft

$$Hp \text{ standart} = 1 \text{ Hp}$$

$$\frac{Hp}{ft} = \frac{1}{34,344} = 0,0291$$

Maka :

$$Hp = 1 \text{ Hp} + 0,0291 \frac{Hp}{ft} (21,539 - 15)$$

$$= 19,908 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya} = \frac{19,926 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 15,926 \text{ Hp}$$

Hp standart = 20 Hp

LAMPIRAN BUCKET ELEVATOR

KESIMPULAN

(BE-01)

Tugas : Menaikkan Batuan fosfat ($\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$) dari *Screw Conveyor* (SC) menuju *Hooper* (H-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

Tipe Alat : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Dimensi *bucket* :

Panjang (p) : 8 in

Lebar (L) : 5 in

Tinggi (t) : 5,5 in

Lebar belt : 14 in

Jumlah *bucket* (n) = 18 bucket

Tinggi 1 *bucket* = 1,92 ft

Tinggi *bucket elevator* = 34,344 ft

Waktu tinggal n *bucket* = 0,212 Menit

Digunakan motor dengan daya = 20 Hp

LAMPIRAN HOPPER

HOPPER (H-01)

Tugas : Menampung sementara $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ sebelum masuk ke mixer.

Jenis : Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk conical bottom head.

Data Komposisi Bahan:

Komponen	BM	Densitas	Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi Massa	Densitas x Fraksi
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504,310	3.202,20	49,95	25.192,10	0,88	2.811,53
SiO_2	60,090	2.611,00	38,20	2.295,41	0,08	208,88
Fe_2O_3	159,700	5.044,70	1,80	286,93	0,01	50,45
K_2O	94,200	2.266,20	1,52	143,46	0,01	11,33
MgO	40,310	3.517,50	2,14	86,08	0,00	10,55
Al_2O_3	101,960	3.931,30	1,13	114,77	0,00	15,73
H_2O	18,020	985,30	31,85	573,85	0,02	19,71
Total			126,58	28.692,60	1,00	3.128,17

Dimensi silinder:

Laju umpan = 28.692,60 kg/jam

Densitas = 3.128,17 kg/m³

$$\begin{aligned}\text{Volume padatan} &= \frac{\text{Laju umpan}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{28.692,60}{3.128,17} \\ &= 9,172 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Volume Hopper dirancang over design 20%

$$\begin{aligned}\text{Volume Hopper (Vh)} &= 1,2 \times 9,172 \text{ m}^3 \\ &= 11,007 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dipilih sudut kemiringan 45°

$$\tan q = \frac{h}{\frac{D}{2}}$$

$$\tan 45 = \frac{h}{\frac{D}{2}}$$

LAMPIRAN HOPPER

$$\begin{aligned}h &= \frac{D}{2} \tan 45 \\ &= 0,5 D\end{aligned}$$

Dirancang kedalaman (H) = Diameter (D)

Maka:

Volume Hopper (Vh) = Volume Shell + Volume Head

$$\begin{aligned}&= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times H}{12} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times 0,5D}{12}\end{aligned}$$

$$11,007 \text{ m}^3 = 0,3925 D^3 + 0,131 D^3$$

$$11,007 \text{ m}^3 = 0,523 D^3$$

$$21,032 \text{ m}^3 = D^3$$

$$2,760 \text{ m} = D$$

$$2,760 \text{ m} = H$$

$$h = 0,5 D$$

$$h = 0,5 \times 2,760 \text{ m}$$

$$= 1,380 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Total tinggi hopper} &= H + h \\ &= 2,760 \text{ m} + 1,380 \text{ m} \\ &= 4,141 \text{ m}\end{aligned}$$

Tebal Shell

Digunakan bahan carbon steel SA-135

$$\text{Densitas} = 3.128,173 \text{ kg/m}^3 = 195,286 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Allowable Stress} = 12750 \text{ psi} = 867 \text{ atm}$$

$$\text{Effisiensi} = 0,8$$

$$\text{Faktor Korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter} = 2,760 \text{ m} = 9,056 \text{ ft}$$

$$ts = \frac{\rho \times (H - 1) \times 12D}{2 \times f \times E \times 144} + C$$

$$= 0,0601791 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 3/16 in

LAMPIRAN HOPPER

KESIMPULAN

(H-01)

Tugas : Menampung sementara $\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$ sebelum masuk ke mixer.

Jenis : Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk conical bottom head.

Dimensi:

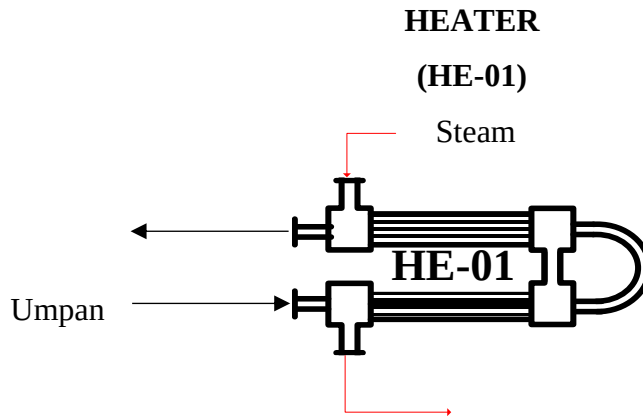
Diameter (D) = 2,760 m

Kedalaman (H) = 2,760 m

Tinggi Cone (h) = 1,380 m

Tebal Shell (ts) = 3/16 in

LAMPIRAN HEATER



Tugas : Memanaskan H_2SO_4 94% dari suhu 30°C sampai suhu 80°C sebelum diumpankan menuju Reaktor.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Input:

Komponen	BM	Input		Fraksi	Fraksi Mol
		(Kg/jam)	(Kmol/jam)		
H_2SO_4	98,09	24.273,94	247,47	0,94	0,742
H_2O	18,00	1.549,40	86,08	0,06	0,258
Total		25.823,34	333,54	1,00	1,00

Q_s = Beban Panas Sensibel (kJ/jam)

C_p = Kapasitas Panas (kJ/kmol.K)

T_1 = 303 K

T_2 = 353 K

Tabel Data Kapasitas Panas Fase Cair (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
H_2SO_4	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H_2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

Dimana, $C_p = A + B.T + C.T^2 + D.T^3$

LAMPIRAN HEATER

Viskositas fase cair

Persamaan digunakan

$$\mu = 10^{(A + \frac{B}{T} + C T + D T^2)}$$

T = Suhu operasi (K)

μ = Viskositas fase cair (Cp)

Harga Konstanta Viskositas

Komponen	A	B	C	D
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Konduktivitas Termal

Persamaan digunakan

Organic Compound :

$$k = 10^{(A + B (1 - T/C)^{\frac{2}{7}})}$$

Inorganic Coimpound :

$$k = A + B.T + C.T^2$$

Dengan :

T = Suhu operasi (K)

K = Konduktivitas termal (W/(m.K))

Komponen	A	B	C
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07E-03	-1,29E-06
H ₂ O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06

Rapat Massa Fase Cair

Persamaan digunakan :

$$\rho = A.B^{-(1-T/TC)n}$$

LAMPIRAN HEATER

Dengan :

T = Suhu operasi (K)

ρ = Rapat massa fase cair (g/ml)

Komponen	A	B	Tc	n
H ₂ SO ₄	0,42169	1,94E-01	925	0,2857
H ₂ O	0,3471	2,74E-01	547,13	0,28571

Sifat fisis fluida panas pada suhu Tav

Komponen	kg/jam	x	μ (cP)	ρ (kg/m ³)	K	Cp (kJ/kg.K)
H ₂ SO ₄	24.273,936	0,940	9,	1.826,971	2,625	140,684
H ₂ O	1.549,400	0,060	0,818	970,351	2,974	75,447
Total	25.823,336	1,000	20,540	2.797,322	5,599	216,131

Komponen	$\mu \cdot x$	$\rho \cdot x$	$K \cdot x$	$C_p \cdot x$
H ₂ SO ₄	18,5386	1.717,3530	2,4678	132,2430
H ₂ O	0,0491	58,2211	0,1784	4,5268
Total	18,5876	1.775,5740	2,6463	136,7698

Konduktivitas thermal (K) = 2,6463 W/m.K = 1,5348 BTU/jam.ft.F

Viskositas (μ t) = 18,5876 cP = 44,9654 lb/jam.ft

Densitas (ρ) = 1.775,5740 Kg/m³ = 110,8455 lb/ft³

Kapasitas panas (Cp) = 136,7698 kJ/kg.K = 32,6669 BTU/lb.F

Massa umpa (Wu) = 25.823,3359 Kg/jam = 56.879,5946 lb/jam

1. Beban Panas

T1 = 30 °C = 303 K

T2 = 80 °C = 353 K

LAMPIRAN HEATER

Data panas sensible

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$	$n \int Cp.dT$
H ₂ SO ₄	247,4660	7.202,9350	1.782.481,2107
H ₂ O	86,0778	3.758,9256	323.559,9975
Total	333,5437	10.961,8606	2.106.041,2082

Beban Panas Steam (Qt) :

$$Q_t = 2.106.041,2082 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.221.873,475 \text{ BTU/jam}$$

2. Kebutuhan Pemanas

Pemanas yang digunakan pada HE-01 adalah steam jenuh dengan suhu 120 °C

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 393 \text{ K} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 393 \text{ K} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu rerata (Tavg)} = 393 \text{ K} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Entalpi uap, } h_g = 1.164 \text{ BTU/jam} = 2.707,46 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi cair, } h_f = 216,48 \text{ BTU/jam} = 503,53 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas laten, } H_{fg} &= H_g - H_f \\ &= 2.707,46 - 503,53 \\ &= 2.203,92 \text{ KJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam } W &= \frac{Q_{total}}{H_{fg}} \\ &= 955,585 \text{ kg/jam} \\ &= 2.107,066 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

3. Perhitungan luas transfer panas

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu fluida dingin masuk (t}_1\text{)} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ F}$$

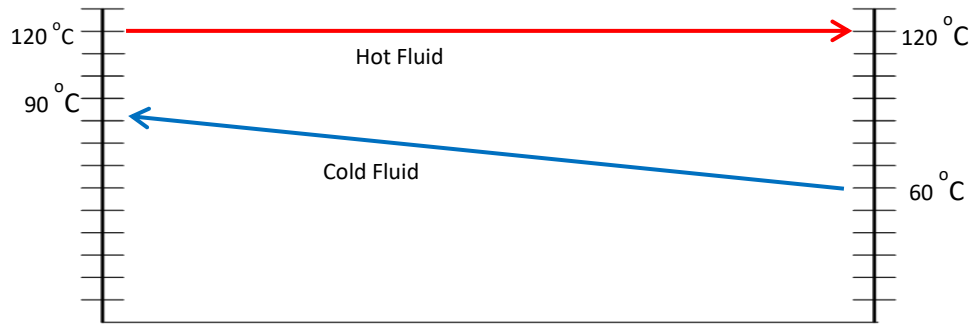
$$\text{Suhu fluida dingin keluar (t}_2\text{)} = 80^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K} = 176 \text{ F}$$

$$\text{Suhu fluida panas masuk (T}_1\text{)} = 120^{\circ}\text{C} = 393 \text{ K} = 248 \text{ F}$$

$$\text{Suhu fluida panas keluar (T}_2\text{)} = 120^{\circ}\text{C} = 393 \text{ K} = 248 \text{ F}$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0,0128 \text{ cP} = 0,0312 \text{ lb/ft jam}$$

LAMPIRAN HEATER



Persamaan 5.14 Kern :

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

$$= 110,98^\circ\text{F}$$

Didapatkan faktor koreksi sebesar 1

Sehingga ΔT_{LMTD} yang telah dikoreksi sebesar : 110,98°F

Transfer panas keseluruhan

Dari tabel 12.1, Towler and Sinnott, dipilih yang mendekati, yaitu :

Range UD = 200-700 BTU/jam ft² °F

Dipilih UD = 700 BTU/jam ft² °F

Fluida panas = Steam

Fluida dingin = Aqueous Solutions

Maka luas transfer panas:

$$A = \frac{Q_{total}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 28,5998 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor < 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (double pipe).

4. Memilih tipe hairpin

Dari tabel 6.2 Kern, D. Q, 1983 hal 110, dipilih type 4 x 3

LAMPIRAN HEATER

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

Dari Kern D. Q., "Process Heat Transfer", table 11, halaman 844 dipilih:

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa:

Pipa luar (<i>annulus</i>)				Pipa dalam			
NPS	=	4		NPS	=	3	
OD	=	4,5	in	OD	=	3,5	in
ID	=	4,02	in	ID	=	3,068	in
Sch No	=	40		Sch No	=	40	
Ao	=	1,178	ft ² /ft	Ao	=	0,804	ft ² /ft
Ao	=	12,7	in ²	ao	=	1,5	in ²
Ai	=	1,055	ft ² /ft	Ai	=	0,917	ft ² /ft

Menghitung panjang total (L)

$$L \text{ pipa} = \frac{A}{ao \text{ inner pipe}}$$

$$= 31,1884 \text{ ft}$$

Panjang tabung standar berkisar antara 6ft, 8ft, 12ft, 16 ft, 20 ft dan 24 ft

Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill
New York, 2008, halaman 805

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{L \text{ pipa}}{2 \times Lt}$$

$$= 1,3$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi:

$$A \text{ terkoreksi} = Lt \times Nh \times 2 \times ao \text{ inner pipe}$$

$$= 44,016 \text{ ft}^2$$

$$Ud \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 431,12 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

LAMPIRAN HEATER

5. Menentukan route fluida

Annulus = Fluida Panas

Inner pipe = Fluida dingin

6. Menghitung koefisien H_i , h_{io} , h_o dan U_c

- Annulus (Fluida Panas)

$$A_a = \frac{\pi (ID_a^2 - OD_{ip}^2)}{4}$$

$$= 0,0216 \text{ ft}^2$$

$$G_a = W_s / A_a$$

$$= 219.643,38 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$De = \frac{(ID_a^2 - OD_{ip}^2)}{OD_{ip}}$$

$$= 0,0943 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$= 963,21$$

Dari Fig.24 Kern, 19 95 page 834 diperoleh nilai j_H sebesar = 60

Maka annulus coefficient nya:

$$h_o = j_H \frac{k}{DE} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 7.666,60 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

- Inner pipe (Cold Fluid)

$$A_{ip} = \frac{\pi \times ID_{ip}^2}{4}$$

$$= 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$G_{ip} = W_u / A_{ip}$$

$$= 41.063,91 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$Re = \frac{ID_{ip} \times G_{ip}}{\mu}$$

$$= 336.495,92$$

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 834 diperoleh j_H = 1000

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

$$= 1.500 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

LAMPIRAN HEATER

Menghitung U_c :

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} \\ &= 1.254,55 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan Faktor Pengotor (RD) terhitung

Menghitung R_d

$$R_{dmin} \text{ Aqueous Solution} = 0,002$$

$$R_{dmin} \text{ water} = 0,001 \quad (\text{Kern page 845-846})$$

$$R_{dmin} \text{ total} = 0,003$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= 0,4885 \text{ jam.ft}^2\text{.F/BTU} \quad R_d > R_{dmin}, \text{ maka alat dianggap layak.} \end{aligned}$$

7. Menghitung pressure drop (ΔP)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\ &= 970,7350 \end{aligned}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{970963,215,735 \times 0,32}$$

$$= 0,0153 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53})$$

$$\begin{aligned} \Delta f_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times D_e^5} \\ &= 0,0983 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_a &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\ &= 0,5602 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= \frac{V^2}{2g} \times N_h \\ &= 0,0146 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{(\Delta f_a + nF)\rho}{144} \\ &= 0,0854 \text{ psi} \quad (\Delta P \text{ diperbolehkan jika dibawah } 10 \text{ psi}) \\ &\quad (\text{Kern, D.Q., hal. 123}) \end{aligned}$$

LAMPIRAN HEATER

Pressure Drop Pipe (cold fluid):

$$Re = 748.093,814$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{748.093,814^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53)

$$= 0,004$$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times D^5}$$

(Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112)

$$= 82,5270$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta f_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,1026 \text{ psi}$$

(ΔP diperbolehkan jika dibawah 10 psi)

(Kern, D.Q., hal. 123)

LAMPIRAN HEATER

KESIMPULAN

(HE-01)

Tugas : Memanaskan H_2SO_4 94% dari suhu 30°C sampai suhu 80°C sebelum diumpankan menuju Reaktor.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Suhu fluida dinginn masuk	=	30	$^\circ\text{C}$
Suhu fluida dingin keluar	=	80	$^\circ\text{C}$
Suhu media pemanas masuk	=	120	$^\circ\text{C}$
Suhu media pemanas keluar	=	120	$^\circ\text{C}$
Annulus	=	Fluida panas	
Inner pipe	=	Fluida dingin	

Annulus (Fluida Panas)

Normal pipe size (NPS)	=	4	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	4,5	in
Inside diameter (ID)	=	4,026	in
Flow Area (ao)	=	12,7	in ²
Inside surface area (Ai)	=	1,055	ft ² /ft
Outside surface area (Ao)	=	1,178	ft ² /ft
Pressure Drop	=	0,0853	psia

Inner Pipe (Fluida Dingin)

Normal pipe size (NPS)	=	3	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	3,5	in
Inside diameter (ID)	=	3,068	in
Flow Area (ao)	=	1,5	in ²
Inside surface area (Ai)	=	0,804	ft ² /ft

LAMPIRAN HEATER

Outside surface area (A_o)	=	0,917	ft ² /ft
Pressure Drop	=	0,1026	psia
Panjang pipa (L)	=	31,18	ft
Banyaknya hairpin	=	2	buah

Koefisien Perpindahan Panas

h_o	=	7666,601	BTU/jam.ft ² .F
h_{io}	=	1500,0000	BTU/jam.ft ² .F
U_c	=	1254,5437	BTU/jam.ft ² .F
U_d	=	431,112	BTU/jam.ft ² .F
R_d	=	0,4885	jam.ft ² .F/BTU
$R_{d \text{ min}}$	=	0,003	jam.ft ² .F/BTU

LAMPIRAN KOMPRESOR

KOMPRESOR (K - 01)

Tugas : Menaikkan tekanan umpan HF dari 1 atm menjadi tekanan
3 atm.

Tipe Alat : Centrifugal Compressor

Data:

$T_1 = 80^\circ\text{C}$ $P_1 = 1 \text{ atm}$
 $= 353 \text{ K}$ $P_2 = 3 \text{ atm}$

$R = 1,987 \text{ kcal/kgmol.K}$

Komposisi Umpan :

Komponen	Kgmol/jam	y	C_p (Kcal/kgmol.K)	C_v (Kcal/kgmol.K)	C_p/C_v	BM	Kg/jam
HF	47,480	0,99	6,96	4,973	1,400	20	292,182
H ₂ O	0,528	0,01	8,13	6,143	1,323	18	9,496
Jumlah	48,007	1,00	15,090	11,116	2,723	38,000	959,089

BM rata-rata = 19 kg/kgmol

C_p/C_v rata-rata (k) = 1,362

Jumlah stage = 1

Jumlah gas yang akan ditekan :

$W = 959,089 \text{ kg/jam}$
 $= 2.109,995 \text{ lb/jam}$
 $= 35,936 \text{ lb/menit}$

Densitas gas = 3,936 kg/m³

Volume gas = $\frac{959,089 \text{ kg/jam}}{3,936 \text{ kg/m}^3}$
 $= 243,695 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menghitung Pressure Ratio:

$R_c = \frac{3}{1}$
 $= 3$

LAMPIRAN KOMPRESOR

Menghitung suhu keluar kompresor (T_2)

$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 \times (R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}) \\ &= 80 \times (3^{\frac{1,4-1}{1,4}}) \\ &= 107,096^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan mol (n):

$$PV = nRT$$

$$\begin{aligned} n &= \frac{1 \text{ atm} \times 243,695 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0,08205 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} \times 353 \text{ K}} \\ &= 8,414 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas kompresor = $V \times \rho$

$$\begin{aligned} &= 243,695 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3,936 \text{ kg/m}^3 \\ &= 959,089 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung power kompresor (WC):

$$\text{Power} = \frac{n R T_1 \gamma}{\gamma - 1} \left(\frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} \right)$$

Dengan hubungan:

n = Kecepatan mol (kmol)

$$R = 0,08205 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} = 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}$$

T_1 = Suhu masuk kompresor (K)

P_1 = Tekanan masuk kompresor (atm)

P_2 = Tekanan keluar kompresor (atm)

γ = Weight density (1,4)

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{8,414 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \times 353 \text{ K} \times 1,4}{1,362 - 1} \left(\frac{3 \text{ atm}^{\frac{1,362-1}{1,4}}}{1 \text{ atm}} - 1 \right) \\ &= 92.999,592 \text{ kJ/jam} \times \frac{1 \text{ kW}}{3600 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}} \\ &= 8,750 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} = 11,734 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi = 80%

$$\text{Maka} = \frac{11,734}{0,8} = 14,667 \text{ Hp}$$

Maka digunakan Hp standar = 15 Hp

LAMPIRAN KOMPRESOR

KESIMPULAN

(K-01)

Tugas : Menaikkan tekanan umpan HF dari 1 atm menjadi tekanan 3 atm.

Tipe Alat : Centrifugal Compressor

Jumlah = 1 unit

Jumlah stage = 1 stage

Kapasitas kompresor = 959,089 kg/jam

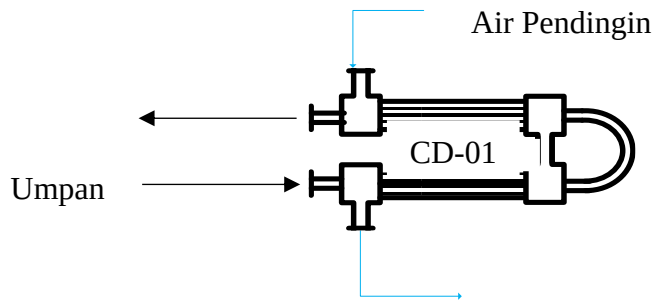
Kecepatan putaran = 9800 rpm

Daya penggerak = 15 Hp

Bahan konstruksi = Commercial steel

LAMPIRAN KONDENSOR

KONDENSOR (CD-01)



Tugas : Mengembunkan uap HF yang keluar dari Reaktor 1 (R-01) dan Reaktor 2 (R-02) dari suhu 107,0972°C dan keluar pada suhu 40°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 40°C dengan pengontakan secara Counter-current.

Jenis : *Double Pipe Condenser*

1. Neraca panas

a. Enthalpi pada arus masuk Kondensor

T bahan = 107,0972°C

T reff = 25°C ΔT = 84,472°C

Tabel Enthalpi arus masuk Kondensor

Komponen	M, kmol/jam	Cp, kcal/kmol.K	Q=M.Cp.ΔT/4,2 (kcal/jam)
HF	47,480	6,96	6.459,359
H2O	0,528	8,13	83,836
Jumlah	48,007	15,090	6.543,194

b. Enthalpi pada keadaan Dew Point

T bahan = 53,6°C

T reff = 25°C ΔT = 28,6°C

Tabel Enthalpi pada keadaan Dew Point

Komponen	M, kmol/jam	Cp, kcal/kmol.K	Q=M.Cp.ΔT/4,2 (kcal/jam)
HF	47,480	6,960	2.250,264
H2O	0,528	8,130	29,206
Jumlah	48,007	15,090	2.279,470

Panas sensible = 4.263,725 kcal/jam

LAMPIRAN KONDENSOR

c. Enthalpi pada arus keluar Kondensor

$$T_{\text{bahan}} = 40^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} \quad \Delta T = 15^{\circ}\text{C}$$

Tabel Enthalpi arus keluar Kondensor

Komponen	M, kmol/jam	Cp, kcal/kmol.K	$Q=M.C_p.\Delta T/4,2$ (kcal/j)
HF	47,480	6,960	1.180,208
H ₂ O	0,528	8,130	15,318
Jumlah	48,007	15,090	1.195,526

$$\text{Panas sensibel} = 1.083,944 \text{ kcal/jam}$$

d. Panas pengembunan uap

$$T_{\text{bahan}} = 40^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} \quad \Delta T = 15^{\circ}\text{C}$$

Tabel panas pengembunan uap

Komponen	M, kmol/jam	Hfg, kcal/kmol	$Q = M.H_{fg}$, kcal/j
HF	47,480	1610,000	7.6442,229
H ₂ O	0,528	9.742,990	5.139,930
Jumlah	48,007		81.582,160

$$\text{Panas pengembunan} = 82.666,104 \text{ kcal/jam}$$

e. Baban panas kondensor total

$$\text{Beban panas} = 78.402,379 \text{ kcal/jam}$$

$$= 311.257,445 \text{ BTU/jam}$$

2. Menentukan jumlah air pendingin

$$T_{\text{air pendingin masuk}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{air pendingin keluar}} = 40^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 1 \text{ kcal/kg }^{\circ}\text{C}$$

Jumlah air pendingin:

$$W_c = \frac{Q_c}{C_p (t_2 - t_1)} = \frac{78.402,379}{1 \times (40 - 30)}$$

$$= 7.840,238 \text{ kg/jam} = 17.248,523 \text{ lb/jam}$$

LAMPIRAN KONDENSOR

3. Menentukan luas transfer panas

a. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$T \text{ air pendingin masuk } (t_2) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T \text{ air pendingin keluar } (t_1) = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$T \text{ umpan masuk } (T_1) = 107,096 = 225,503^\circ\text{F}$$

$$T \text{ umpan keluar } (T_2) = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} \\ = 54^\circ\text{F}$$

b. Overall Heat Transfer

Dari tabel 8 Kern hal. 840 dipilih U_d untuk:

Hot fluid = HF

Cold fluid = air

Range $U_d = 2 - 50 \text{ BTU/jam ft}^2 ^\circ\text{F}$

Dipilih $U_d = 50 \text{ BTU/jam ft}^2 ^\circ\text{F}$

Maka luas transfer panas:

$$A = \frac{Q_{total}}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \\ = 115,30 \text{ ft}^2$$

4. Karena luas perpindahan kalor $< 200 \text{ ft}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (double pipe).

Rute fluida:

Inner pipe side : Hot fluid = Produk keluar Reaktor (HF)

Annulus : Cold fluid = Air

Kecepatan umpan masuk = 959,089 kg/jam = 2.109,995 lb/jam

Kecepatan air pendingin = 15.680,476 kg/jam = 34.497,047 lb/jam

Pemilihan pipa

LAMPIRAN KONDENSOR

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa:

Pipa luar (<i>annulus</i>)			Pipa dalam		
IPS	=	2	IPS	=	1,25
OD	=	2,38 In	OD	=	1,66 in
ID	=	2,067 In	ID	=	1,38 in
Sch No	=	40	Sch No	=	40
Ao	=	0,622ft ² /ft	Ao	=	0,435 ft ² /ft
a't	=	3,35in ²	a't	=	1,5 in ²

(Kern, D.Q., hal. 103)

Panjang pipa untuk alat penukar kalo pipa ganda umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft.

Digunakan panjang standar (Lt) = 12 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

$$L \text{ pipa} = \frac{A}{ao \text{ inner pipe}}$$

$$= 265,06 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{L \text{ pipa}}{2 \times Lt}$$

$$= 11,04$$

$$= 11$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi:

$$A \text{ terkoreksi} = Lt \times Nh \times 2 \times ao \text{ inner pipe}$$

$$= 114,84 \text{ ft}^2$$

$$Ud \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 50,20 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

LAMPIRAN KONDENSOR

5. Menghitung koefisien H_i , h_{io} , h_o dan U_c

- Annulus (cold fluid)

OD	= 2,38 in	= 0,1983 ft
ID	= 2,067 in	= 0,1772 ft
μ air	= 0,199 cP	= 0,4815 lb/ft jam
ρ air	= 60,276 lb/ft ³	
konduktivitas termal	= 2,99 BTU/jam ft °F	
Kapasitas panas	= 0,616 BTU/lb.°F	= 2,58 J/kg °F

(Geankoplis, hal. 862)

$$a_s = \frac{\pi (OD^2 - ID^2)}{4}$$
$$= 0,0076 \text{ ft}^2$$

$$W_s = 34.497, \text{ lb/jam}$$

$$Ga = W_s/a_s$$
$$= 4.544,473 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$De = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID}$$
$$= 0,0561 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Ga}{\mu}$$
$$= 529.920$$

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh $j_H = 400$

$$h_o = j_H \frac{k}{ID} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$
$$= 3.215,66 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Perpindahan panas konveksi (h_o):

$$\text{Condensate of steam, } h_o = 1500 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \quad (\text{Kern, D.Q., hal. 164})$$

LAMPIRAN KONDENSOR

- Inner pipe (hot sluid)

OD	= 2,38 in	= 0,1982 ft
ID	= 2,067 in	= 0,1722 ft
μ campuran	= 0,889 cP	= 52,1513 lb/ft jam
Konduktivitas termal	= 0,130 BTU/jam ft °F	= 0,0187 W/m K
ρ campuran	= 0,245975517 lb/ft ³	
kapasitas panas	= 0,998 BTU/lb °F	= 4,178 J/kg °F

$$ap = \frac{\pi \times ID^2}{4}$$

$$= 0,02327 \text{ ft}^2$$

$$Wp = 2.109,995 \text{ lb/jam}$$

$$Gp = \frac{Ws}{ap}$$

$$= 90.665,256 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$Re = \frac{ID \times Gp}{\mu}$$

$$= 7.256,2$$

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh $jH = 40$

$$hi = jH \frac{k}{ID} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 76,928 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$= 66,811 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Menghitung Uc :

$$Uc = \frac{hi \times hio}{hi + hio}$$

$$= 65,451 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

6. Menghitung Rd

$$Rd_{\text{min Aqueous Solution}} = 0,001$$

$$Rd_{\text{min water}} = 0,001 \quad (\text{Kern page 845-846})$$

$$Rd_{\text{min total}} = 0,002$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$= 0,0056$$

$Rd > Rd_{\text{min}}$, maka alat dianggap layak.

LAMPIRAN KONDENSOR

7. Menghitung Pressure Drop (ΔP)

- Pressure Drop Annulus (air pendingin)

$$\begin{aligned} De &= OD - ID \\ &= 0,313 \text{ in} = 0,026 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\ &= 246.137,729 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re(A)^{0,42}} \\ &= 0,0049 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta f_A &= \frac{4 \cdot f \cdot G_A^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho_{steam} \cdot De'} \\ &= 0,4487 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Va &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\ &= 5.132,030 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= \frac{v^2}{2g} \\ &= 408.970,940 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + nF)\rho}{144} \\ &= 0,0127 \text{ psi} \quad (\Delta P \text{ diperbolehkan jika dibawah 10 psi}) \\ &\quad (\text{Kern, D.Q., hal. 123}) \end{aligned}$$

- Pressure Drop Pipe (cold fluid):

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re(A)^{0,42}} \\ &= 0,0098 \end{aligned} \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53})$$

$$\begin{aligned} \Delta f_t &= \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot ID} \\ &= 36,5914 \end{aligned} \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{\Delta F_t \times \rho}{144} \\ &= 0,0625 \text{ psi} \quad (\Delta P \text{ diperbolehkan jika dibawah 10 psi}) \\ &\quad (\text{Kern, D.Q., hal. 123}) \end{aligned}$$

KESIMPULAN

(CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap HF yang keluar dari Reaktor 1 (R-01) dan Reaktor 2 (R-02) dari suhu $107,096^{\circ}\text{C}$ dan keluar pada suhu 40°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 40°C dengan pengontakan secara Counter-current.

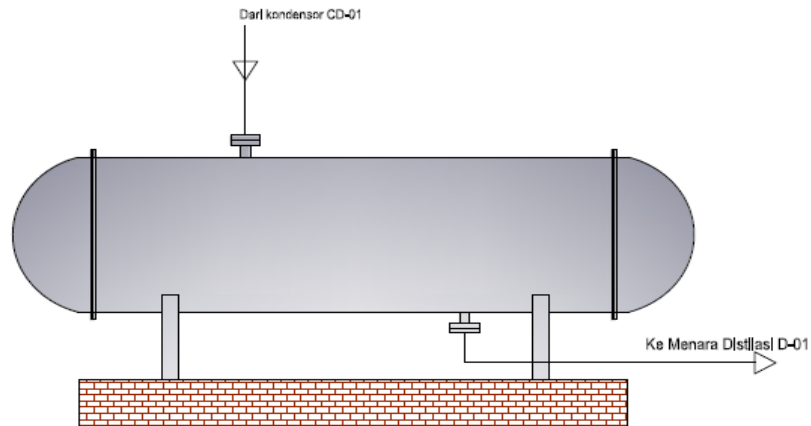
Jenis : *Double Pipe Condenser*

Jenis pendingin	= Air
Luas Transfer Panas (A)	= $110,02 \text{ ft}^2$
Tekanan Operasi (P)	= 1 atm
Beban Heat Exchanger (Qt)	= $311.257,4 \text{ BTU/jam}$
Jumlah Air (W)	= $15.680,5 \text{ kg/jam}$
Panjang Pipa (L)	= 12 ft
Nilai Rd	= 0,0056
Diameter Annulus (D_A)	= $0,0171 \text{ m}$
Diameter Pipa (D_P)	= $0,0604 \text{ m}$

LAMPIRAN ACCUMULATOR

AKUMULATOR 01 (ACC-01)

Tugas : Menampung embun yang berasal dari kondensor (CD-01)
Jenis alat : Tangki silinder horizontal
Sketsa :



Data

Tekanan Operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 40 °C = 313,00 K

Tabel 1. Kecepatan massa embunan

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	x_i
HF	20	47,4796	0,9890	950	0,990
H ₂ O	18	0,5276	0,0110	9	0,009901
Total		48,0072	1,0000	959,089	1,000

Densitas Cair

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

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

density = saturated liquid density, g/ml

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

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Tabel 2. Densitas Cair

Komponen	A	B	n	T _c	$(1-T/T_c)^n$
HF	0,29041	0,17660	0,37330	461,15	0,65
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,83

LAMPIRAN ACCUMULATOR

1. Volume embunan

Dihitung dengan persamaan :

$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

Dirancang waktu = 10 menit

Tabel 3. Volume Embun

Komponen	kg/jam	rho (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
HF	950	903,3525	1,0512
H2O	9,4959	1013,7775	0,0094
Total	959,0888	1917,1300	1,0606

$$\text{Kecepatan volume embunan} = 1,061 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume embunan (V1)} &= 1,061 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 0,1768 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 0,1768 \text{ m}^3 \\ &= 0,2121 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : $R = 3$

$$L = 3 D$$

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}D &= \left(\frac{4 \times 0,2121 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,4483 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L &= 3 \times 0,4483 \\ &= 1,3448 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN ACCUMULATOR

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang} &= \frac{\pi D^2}{4} \\
 &= \frac{3 \times 0,4483^2}{4} \\
 &= 0,1577 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

4. Dimensi head

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A*

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle , Practice and Economics of Plant and Process Design". Hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan yang diizinkan (f)} &= 12900 \text{ psi} \\
 \text{Efisiensi pengelasan (E)} &= 0,85 \text{ mm} = 0,1575 \text{ in} \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 4 \text{ m} = 17,6478 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (Ids)} &= 0,4483 \\
 \text{Tekanan operasi (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan rancangan (P}_{\text{design}}) &= 1,5 \times \text{Tekanan operasi} \\
 &= 1,5 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 22,1 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{Pd \text{ Ids}}{4fE - 1,2Pd} + C \\
 t_s &= \frac{22,1 \text{ psi} \times 17,6478 \text{ in}}{4 \times 12900 \text{ psi} \times 0,85 - 1,2 \times 22,1 \text{ psi}} + 0,1575 \text{ in} \\
 &= 0,1664 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil tebal standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Diameter luar shell} &= \text{Ids} + 2t_s \\
 &= 0,4483 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m} \\
 &= 0,4530 \text{ m} \\
 &= 17,8353 \text{ in}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN ACCUMULATOR

Dipilih diameter standar = 28 in

icr = 1,75 in

r = 26 in

Head Akumulator

Dipilih jenis torispherical

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

$$th = \frac{0,885 Pd \cdot r}{f \cdot E - 0,1 \cdot Pd} + C \quad (\text{sinnot, halaman 990})$$

Dengan :

C' : faktor korosi [in]

fall : tegangan yang diijinkan [psi]

Ids : Diameter dalam selongsong [in]

Pd : Tekanan design [psi]

th : Tebal penutup [in]

Tekanan operasi = 14,7 psi

Tekanan perancangan = 150% x 14,7 psi

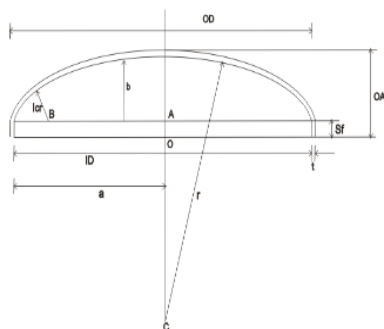
= 22,04 psi

$$th = \frac{0,89 \times 22,04 \text{ psi} \times 26 \text{ in}}{12900 \text{ psi} - 0 \times 22,04 \text{ psi}} + 0,157$$

$$= 0,1968 \text{ in}$$

dipilih tebal head = 1/4 in

Panjang head



Keterangan:

Icr : Inside-Corner Radius

Sf : Straight Flange

r : Radius of Dish

OD : Outside Diameter

b : Depth of Dish

a : Inside Radius

ID : Inside Diameter

LAMPIRAN ACCUMULATOR

$$D = 0,4483 \text{ m} = 17,6478 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID_s}{2} \\ &= 8,8239 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID_s + 2th \\ &= 18,0228 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih diameter standar} = 30 \text{ in}$$

$$icr = 1,88 \text{ in}$$

$$r = 30 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 8,8239 \text{ in} - 1,88 \text{ in} \\ &= 6,9489 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 30 \text{ in} - 1,88 \text{ in} \\ &= 28,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= 30 \text{ in} - ((28,13 \text{ in})^2 - (6,9489 \text{ in})^2)^{1/2} \\ &= 2,7470 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.4 Brownell & Young untuk tebal head 1/4 didapatkan
sf = 1.5 - 2.5

$$\text{Diambil sf} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Panjang head} = th + b + sf$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang head} &= 0,1968 \text{ in} + 2,7470 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 4,4438 \text{ in} \\ &= 0,1129 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang total tangki} = \text{panjang tangki} + 2 \text{ panjang head}$$

$$\text{Panjang total tangki} = 1,3448 \text{ m} + 2 \times 0,1129 \text{ m}$$

$$\text{Panjang total tangki} = 1,5705 \text{ m}$$

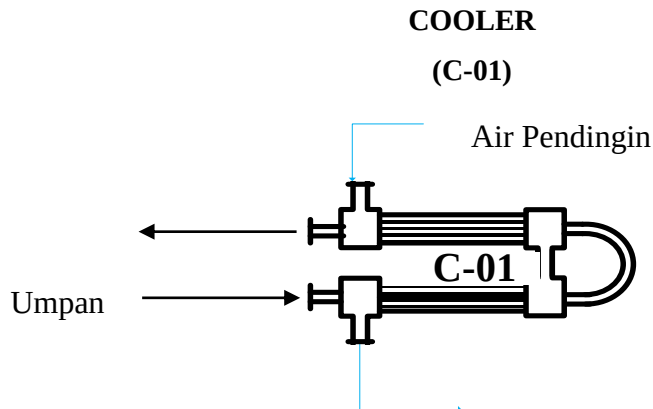
$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= \left(\frac{4 \times 0,1768 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,4218 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN ACCUMULATOR

KESIMPULAN AKUMULATOR (ACC - 01)

Tugas = Menampung embun yang berasal dari kondensor (CD-01)
Jenis = Tangki silinder horizontal

Volume : 0,2121 m³
Panjang : 1,5705 m
Diameter : 0,7112 m
Tebal Shell : 0,1875 in
Tebal Head : 0,1875 in
Tinggi Cairan : 0,4218 m



Tugas : Mendinginkan H_3PO_4 85% dari suhu $103,75^\circ\text{C}$ sampai suhu 35°C sebelum menuju Tangki Penyimpanan.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Input:

Komponen	Input		μ (cP)	Fraksi	$x_i \cdot \mu$	Densitas Kg/m ³	Q m ³ /jam
	(Kg/jam)	(Kmol/jam)					
H_3PO_4	13.952,04	142,37	9.212,14	0,85	7.830,32	1.807,04	1.311.512,05
H_2SO_4	999,18	10,19	17.121,14	0,06	1.042,22	1.777,20	174.402,29
H_2O	1.462,94	81,27	4.989,77	0,09	444,72	985,30	405.541,58
Total	16.414,16	233,83	31.323,05	1,00	9.317,26	4.569,54	1.891.455,93

$$\rho_{\text{campuran}} = 4.569,54 \text{ kg/m}^3 = 287,881 \text{ lb/ft}^3$$

Panas yang dibawa larutan masuk :

$$T_{\text{in}} = 376,7472 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 298 \text{ K}$$

Komponen	BM	Input		$C_p \cdot dT$ (kJ/Kmol)	Q (kJ/jam)
		(Kg/jam)	(Kmol/jam)		
H_3PO_4	98	13.952,04	142,37	11.227,02	1.598.365,26
H_2SO_4	98,09	999,18	10,19	20.734,41	211.208,38
H_2O	18	1.462,94	81,27	6.187,48	502.885,13
Total		16.414,16	233,83	38.148,91	2.312.458,78

$$Q_{\text{in}} = 2.312.459 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa larutan keluar :

$$T_{out} = 303 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 298 \text{ K}$$

Komponen	BM	Output		Cp . dT (kJ/Kmol)	Q (kJ/jam)
		(Kg/jam)	(Kmol/jam)		
H ₃ PO ₄	98	13.952,04	142,37	2.014,87	286.853,20
H ₂ SO ₄	98,09	999,18	10,19	3.613,27	36.806,09
H ₂ O	18	1.462,94	81,27	1.197,71	97.343,55
Total		16.414,16	233,83	6.825,85	421.002,85

$$Q_{out} = 421.002,85 \text{ kJ/jam}$$

Beban Panas Cooler (Qt) :

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 421.002,85 - 2.312.458,78 \\ &= -1.891.455.93 \text{ kJ/jam} \\ &= -1.792.754,31 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

1. Media pendingin

Jenis pendingin = Air

Range suhu operasi = 30-50°C

Kondisi pendingin:

Suhu masuk (t₁) = 30°C = 86°F

Suhu keluar (t₂) = 50°C = 122°F

Suhu rata-rata = 40°C = 104°F

Pada suhu rata-rata diperoleh:

Kapasitas panas (Cp)= 1 BTU/lb °F

Viskositas (μ) = 0,67 cP

Densitas (ρ) = 63,29 lb/ft³

Konduktivitas termal= 0,362 BTU/hr ft °F

$$\begin{aligned} \text{Massa pendingin} &= \frac{Q}{Cp \times (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{1.792.754,31}{1 \times (122 - 86)} \\ &= 49.798,73 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Perhitungan luas transfer panas

Menentukan ΔT_{LMTD}

Suhu fluida dingin masuk (t_1)	= 30°C	= 86 F
Suhu fluida dingin keluar (t_2)	= 50°C	= 122 F
Suhu fluida panas masuk (T_1)	= 103°C	= 216,4 F
Suhu fluida panas keluar (T_2)	= 40°C	= 104 F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$
$$= 78,41^\circ\text{F} \quad = 25,78^\circ\text{C} \quad = 298,78^\circ\text{K}$$

Dari tabel 8 kern, halaman 840 untuk jenis pendingin yang digunakan adalah air

Range UD = 250-500 BTU/jam ft² °F

Dipilih UD = 350 BTU/jam ft² °F

Maka luas transfer panas:

$$A = \frac{Q_{total}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 65,32\text{ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor < 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (double pipe).

Rute fluida:

Inner pipe side : Hot fluid = Produk keluar Evaporator

Annulus : Cold fluid = Air

Kecepatan umpan = 16.414,16 kg/jam = 36.186,34 lb/jam

Kecepatan pendingin = 49.798,73 kg/jam = 109.789,29 lb/jam

3. Pemilihan pipa

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa:

Pipa luar (<i>annulus</i>)			Pipa dalam		
IPS	=	4	IPS	=	3
OD	=	4,5 in	OD	=	3,5 in
ID	=	4,026 in	ID	=	3,068 in
Sch No	=	40	Sch No	=	40
Ao	=	1,178 ft ² /ft	Ao	=	0,917 ft ² /ft
ao	=	3,35 in ²	ao	=	1,50 in ²
Ai	=	1,055 ft ² /ft	Ai	=	0,804 ft ² /ft

(Kern, D.Q., hal. 103)

Panjang pipa untuk alat penukar kalo pipa ganda umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft.

Digunakan panjang standar (Lt) = 20 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

$$L \text{ pipa} = \frac{A}{ao \text{ inner pipe}}$$

$$= 71,24 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{L \text{ pipa}}{2 \times Lt}$$

$$= 2$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi:

$$A \text{ terkoreksi} = Lt \times Nh \times 2 \times ao \text{ inner pipe}$$

$$= 65,35 \text{ ft}^2$$

$$Ud \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 350,00 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Menghitung koefisien Hi, hio, ho dan Uc

- Annulus (cold fluid)

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\mu \text{ air} = 0,67 \text{ cP} = 1,6214 \text{ lb/ft jam}$$

$$\rho \text{ air} = 63,29 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{konduktivitas termal} = 0,362 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

(Geankoplis, hal. 862)

$$a_s = \frac{\pi (OD^2 - ID^2)}{4}$$

$$= 0,02203 \text{ ft}^2$$

$$W_s = 109.785,29 \text{ lb/jam}$$

$$Ga = W_s/a_s$$

$$= 34.605,95 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$De = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

$$= 1.785,37$$

Perpindahan panas konveksi (ho):

$$\text{Condensate of steam, } h_o = 1200 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (Kern, D.Q., hal. 164)}$$

- Inner pipe (hot sluid)

$$OD = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$ID = 3,06 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\mu \text{ campuran} = 2,419 \text{ cP} = 5,853 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Konduktivitas termal} = 32,727 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F} = 56,604 \text{ W/m K}$$

$$\rho \text{ campuran} = 104,905 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{kapasitas panas} = 0,897 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} = 2,086 \text{ J/kg } ^\circ\text{F}$$

$$a_p = \frac{\pi \times ID^2}{4}$$

$$= 0,05 \text{ ft}^2$$

$$W_p = 36.186,34 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = W_s/a_p$$

$$= 319.890,18 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$Re = \frac{ID \times G_p}{\mu}$$

$$= 13.973,22$$

$$\text{Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh } j_H = 110$$

$$h_i = j_H \frac{k}{ID} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 10.898,38 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$= 9,553,21 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung Uc:

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = 5.090,78 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Menghitung Rd

$$R_{dmin} \text{ Aqueous Solution} = 0,001$$

$$R_{dmin} \text{ water} = 0,001 \text{ (Kern page 845-846)}$$

$$R_{dmin} \text{ total} = 0,002$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0027$$

$R_d > R_{dmin}$, maka alat dianggap layak.

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re(A)^{0,42}}$$

$$= 0,0265 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53})$$

$$\Delta f_A = \frac{4 \cdot f \cdot G_A^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho_{steam} \cdot De^5}$$

$$= 1,2813 \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112})$$

$$V_a = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

$$= 0,0916 \text{ ft/s}$$

$$F = \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

$$= 0,4174 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + nF)\rho}{144}$$

$$= 0,668 \text{ psi} \quad (\Delta P \text{ diperbolehkan jika dibawah 10 psi})$$

(Kern, D.Q., hal. 123)

Pressure Drop Pipe (cold fluid):

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re(A)^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53)

$$= 0,0160$$

$$\Delta f_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot ID^5}$$

(Kern, D.Q., pers. 6.14 hal. 112)

$$= 0,1977$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_t \times \rho}{144}$$

$$= 0,1440 \text{ psi} \quad (\Delta P \text{ diperbolehkan jika dibawah 10 psi})$$

(Kern, D.Q., hal. 123)

KESIMPULAN

(C-01)

Tugas : Mendinginkan H_3PO_4 85% dari suhu $103,75^\circ\text{C}$ sampai suhu 35°C sebelum menuju Tangki Penyimpanan.

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Perancangan:

Kondisi Operasi

Suhu input (T_{in})	= $103,75^\circ\text{C}$
Suhu operasi (T)	= $103,75^\circ\text{C}$
Tekanan operasi (P)	= 1 atm
Beban Heat Exchanger (Q_t)	= - 1,891,455.93 kJ/jam
Jumlah air pendingin (W)	= 49.798,73kg/jam
Panjang pipa (L)	= 20 ft
Suhu fluida panas keluar	= 40°C
Suhu media pendingin masuk	= 30°C
Suhu media pendingin keluar	= 50°C
Annulus	= Fluida dingin
Inner pipe	= Fluida panas

Annulus (Fluida Dingin)

Normal pipe size (NPS)	= 4
Sch. Number	= 40
Outside diameter (OD)	= 4,5 in
Inside diameter (ID)	= 4,026 in
Flow Area (a_o)	= $1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$
surface area (A_t)	= $12,7 \text{ in}^2$
Pressure Drop	= 0,668 psi

Inner Pipe (Fluida Panas)

Normal pipe size (NPS)	= 3
Sch. Number	= 40
Outside diameter (OD)	= 3,5 in
Inside diameter (ID)	= 3,08 in

Flow Area (ao)	= 0,917 ft ² /ft
surface area (At)	= 1,5 in ²
Pressure Drop	= 0,1440 psi
Panjang pipa (L)	= 71,24 ft
Banyaknya hairpin	= 2

Koefisien Perpindahan Panas

Ho	= 1.200 BTU/jam ft ² °F
Hio	= 10.898,38 BTU/jam ft ² °F
Uc	= 5,090,78 BTU/jam ft ² °F
Ud	= 350 BTU/jam ft ² °F
Rd	= 0,0026972 jam.ft ² .F/BTU
Rd min	= 0,002 jam.ft ² .F/BTU

LAMPIRAN TH DIAGRAM

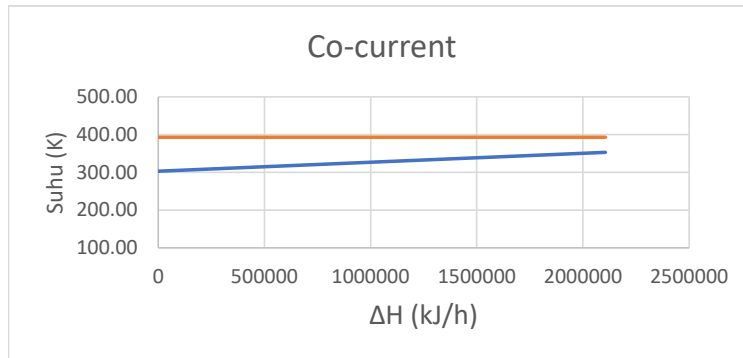
1. Heater (HE-01)

Tcin	Tcout	Thin	Thout
303.00	353.00	393.00	393.00

K
273

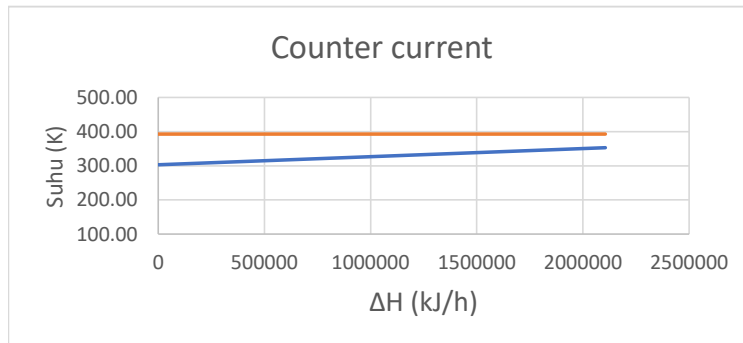
co-current

No	Tc	Th	
1.	303.00	393.00	0
2.	353.00	393.00	2,106,041.21



counter current

No	Tc	Th	
1.	303.00	393.00	0
2.	353.00	393.00	2,106,041.21



2. Cooler (CL-01)

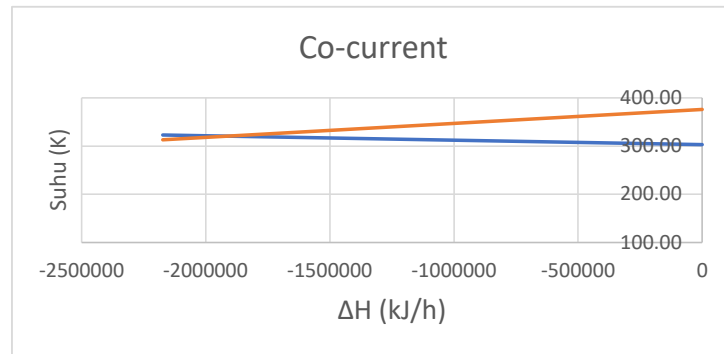
Tcin	Tcout	Thin	Thout
303.00	323.00	376.00	313.00

K
273

co-current

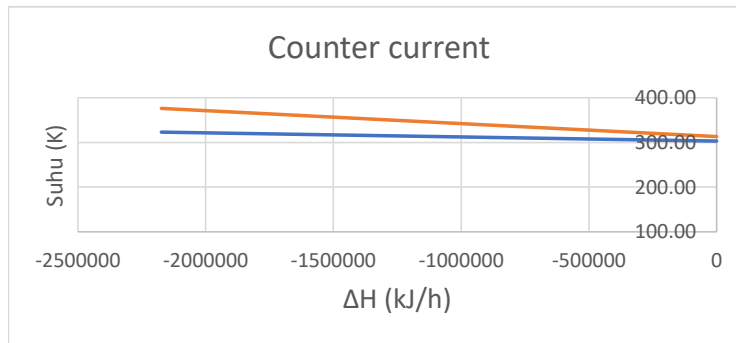
No	Tc	Th	
1.	303.00	376.00	0
2.	323.00	313.00	-2,173,143.16

LAMPIRAN TH DIAGRAM



counter current

No	Tc	Th	
1.	303.00	313.00	0
2.	323.00	376.00	-2,173,143.16

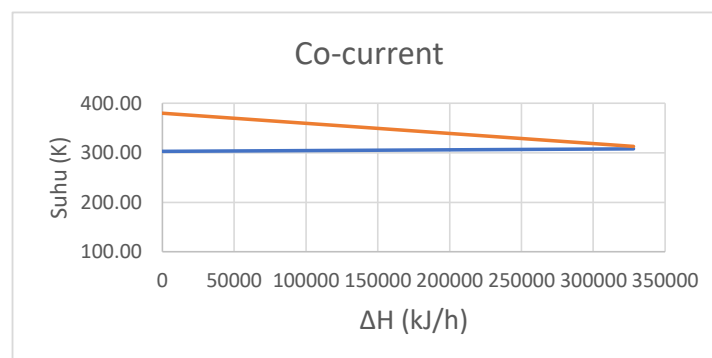


3. Condensor

Tcin	Tcout	Thin	Thout	K
303.00	308.00	380.00	313.00	273.00

co-current

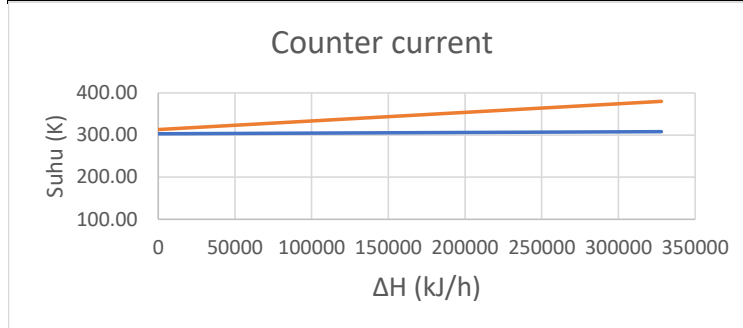
No	Tc	Th	
1.	303.00	380.00	0
2.	308.00	313.00	328,033.97



LAMPIRAN TH DIAGRAM

counter current

No	Tc	Th	
1.	303.00	313.00	0
2.	308.00	380.00	328,033.97



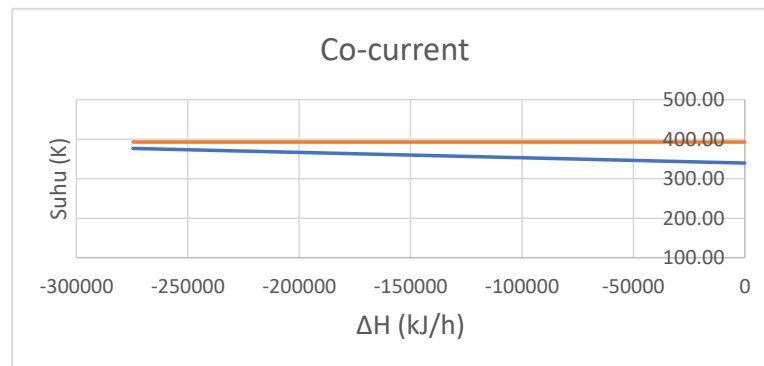
4. Evaporator

Tcin	Tcout	Thin	Thout
339.70	376.75	393.00	393.00

K
273

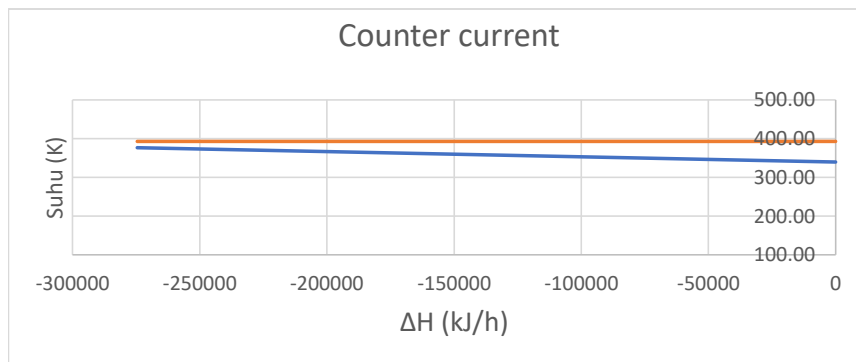
co-current

No	Tc	Th	
1.	339.70	393.00	0
2.	376.75	393.00	-274,593.46



counter current

No	Tc	Th	
1.	339.70	393.00	0
2.	376.75	393.00	-274,593.46



SILO-01 (SL-01)

Tugas : Menampung produk batuan Fosfat padat selama 14 hari

suhi penyimpanan 30 °C, 1 atm

Jenis : Silo silinder vertical dengan bagian bawah cone

Komposisi batuan fosfat masuk

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Persentase (%)	ρ campuran (kg/m ³)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	25192,1	3202,2	0,9	2811,5
SiO ₂	2295,4	2611,0	0,1	208,9
Fe ₂ O ₃	286,9	5044,7	0,0	50,4
K ₂ O	143,5	2266,2	0,0	11,3
MgO	86,1	3517,5	0,0	10,6
Al ₂ O ₃	114,8	3931,3	0,0	15,7
H ₂ O	573,9	985,3	0,0	19,7
Total	28692,6	21558,2	1,0	3128,2

1. Perhitungan Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas untuk waktu tingi} &= 7 \text{ hari} \\
 \rho \text{ campuran padatan} &= 3128,17 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Kapasitas massa (W)} &= 28692,60 \text{ kg/jam} = 200.848,17 \text{ kg} \\
 \text{Volume padatan} &= 64,21 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki yang Diperlukan

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 120\% \times \text{volume padatan} \\
 &= 1,2 \times 64,2062 \text{ m}^3 = 77,047 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

$$\text{Volume tabung} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{4}$$

Dimana rasio panjang terhadap diameter, H/D = 1,5 :1

(Ludwig, E.E vol 1 ed iii hal. 514)

Maka H = 1,5 D

$$\text{Volume kerucut : } \frac{\pi \times D^2 \times h}{12}$$

Dimana untuk dimensi kerucut, mencari tinggi (h) dengan persamaan :

(Wallas, Stanley M. tabel 18.5 hal. 627)

LAMPIRAN SILO

dengan $\Theta = 45^\circ$ maka :

$$2h = D \text{ atau } h = 0,5 D$$

Volume tangki total = volume tabung + volume kerucut

$$77,05 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D^2 \times h}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times h}{12}$$

$$77,05 \text{ m}^3 = \frac{3\pi \times 4,5 D^3}{12} + \frac{\pi \times 0,5 D^3}{12}$$

$$77,05 \text{ m}^3 = \frac{4\pi \times 5 D^3}{12}$$

$$77,05 \text{ m}^3 = 0,3925 D^3$$

$$D = 5,8107 \text{ m} = 19,06 \text{ ft} = 228,77 \text{ in}$$

$$H = 1,5 \quad D = 6,39 \text{ m} = 20,97 \text{ ft}$$

$$h = 0,5 \quad D = 1,74 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total silo (Hs)} = H + h = 8,1350 \text{ m}$$

4. Mencari tekanan perancangan

Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

Dimana ,

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$g_c = \text{Faktor konversi percepatan gravitasi} = 32,174 \text{ lbf ft/lbf sec}^2$$

$$\rho_{\text{mix}} = 3128,1733 \text{ kg/m}^3 = 195,2855 \text{ lbf/ft}^3$$

$$H = 20,9704 \text{ ft}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{195,2855 \text{ lbf/ft}^3 \times 32,17 \text{ ft/s}^2 \times 20,97 \text{ ft}}{32,174 \text{ lbf ft/lbf sec}^2 \times 144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} = 28,4620 \text{ psi}$$

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983)

Tekanan desain diambil 10% sehingga didapat :

$$\begin{aligned} P_{\text{desigr}} &= 110\% \times (32,7892 + 14,7) \\ &= 47,4782 \text{ psi} \end{aligned}$$

5. Tebal Silo

Digunakan Carbon steels SA-167 tipe 321. (Brownell and Young, hal 342)

$$\text{Densitas } (\rho) = 164,6074 \text{ lbf/ft}^3$$

$$\text{Allowable stress } (f) = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan } (e) = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi } (C) = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter } (D) = 228,7684 \text{ in}$$

$$r_i = 114,3842 \text{ in (Brownell, Tabel 13.2 hal 254)}$$

$$ts = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

$$= 0,4877$$

$$\text{Diambil } ts \text{ standar} = 1/2 \text{ in} = 0,5 \text{ in (Brownell, tabel 5.7 hal.90)}$$

6. Tebal Head

$$th = \frac{0,885 r_i}{f E - 0,1 P} + C \quad \text{persamaan 13.12 hal 258 Brownell-Young}$$

$$= 0,4455 \text{ in}$$

$$\text{Diambil } th \text{ standar} = 1/2 \text{ in} = 0,5 \text{ in}$$

7. Tebal Bottom

Bentuk : conical

Bahan : SA-167, Grade 11, tipe : 316

$$tb = \frac{P D}{2 \cos \theta (f E - 0,6 P)} + C \quad \text{Brownell, hal. 259}$$

$$tb = \frac{40.8416 \text{ psia} \times 260.9462 \text{ in}}{2 \cos 45 (18750 \text{ psia} \times 0,8 - 0,6 \times 40.8416 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,6377 \text{ in} \quad \square$$

$$\text{Diambil } tb \text{ standar} = 2/3 \text{ in} = 0,7 \text{ in}$$

Jika dihubungkan dengan Tabel 13.3, Brownell maka

$$\frac{p}{f E} = \frac{47,4782}{18750 \times 0,8} = 0,0032$$

Dari Tabel 13.3 diperoleh Δ (critical value) = 18°

$$A = \frac{38,4896 \text{ psia}}{18750 \text{ psia} \times 0,8} \left(\frac{(119,59 \text{ in})^2 \times \tan 45}{8} \right) \left(1 - \frac{18}{45} \right)$$

$$= 20,1239 \text{ in}^2$$

KESIMPULAN SILO-01 (SL-01)

Tugas = Menampung bahan baku batuan fosfat padat selama 14 hari

suhu penyimpanan 30 °C, 1 atm

Tipe = Silinder vertikal dengan bagian bawah cone

Jumlah = 1

Lama penyimpanan = 7 hari

Tekanan = 1 atm

Suhu penyimpanan = 30 °C

Dimensi

Volume tangki = 200848,168 m³

Diameter = 5,81 m

Tinggi total = 8,14 m

Tebal shell = 0,5 m

Tebal head = 0,5 m

Bahan = Carbon steels SA-167 tipe 321

LAMPIRAN POMPA PROSES

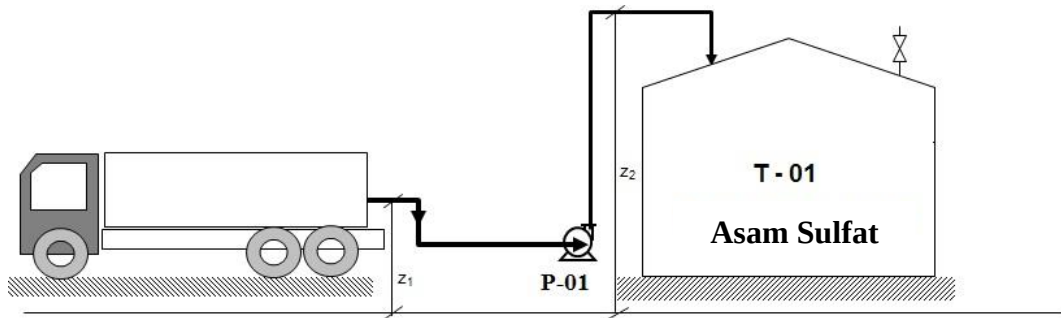
POMPA

(P-01)

Tugas : Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki unit pembelian menuju
Tangki penyimpanan (T-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 16,24 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
H_2SO_4	98	24.273,936	0,940	247,466	0,742
H_2O	18	1.549,400	0,060	85,982	0,258
Total		25.823,336	1,000	333,448	1,0000

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraaksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
H ₂ SO ₄	0,9400	1.826,971	1.717,353
H ₂ O	0,0600	970,351	58,221
Total	1,0000		1.775,574

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{25.823,336 \text{ kg/jam}}{1.775,574 \text{ kg/jam}} \\ &= 14,543 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00403 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 7,1731 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.775,5740 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (2,207)^{0,54} \times (1.775,5740)^{-0,37}$$

$$= 53,2961 \text{ mm}$$

$$= 2,0982 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,47 \text{ in} = 0,20 \text{ ft} = 0,062712 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft} = 0,073152 \text{ m}$$

$$\text{at} = 1,5 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2 = 0,003093 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0627126 \text{ m}} = 0,00072904$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,0040399 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00309032 \text{ m}^2} \\ &= 1,3072 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i$
H ₂ SO ₄	98	0,7421	19,7219	7,3502	144,9599
H ₂ O	18	0,2579	0,8179	1,0946	0,8952
Total		1,0000		8,4448	145,8551

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5}} \\ &= \frac{145,8551}{8,4448} \\ &= 17,2716 \text{ cp} \\ &= 0,01727156 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.775,5740 \frac{kg}{m^3} \times 0,0627 \text{ m} \times 1,3073 \frac{m}{s}}{0,01727 \frac{kg}{m.s}} \\ &= 8.428,1065 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

Friction Factor (f) = 0,033

Rencana Pemipaan:

Panjang pipa lurus = 17,24 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	6	5	30	9,14
<i>Sudden enlargement</i>	4	1	4	1,21
<i>Sudden contraction</i>	2	1	2	0,60
<i>Swing check valve</i>	15	1	15	4,57
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,24
Total			101	30,78

Diperoleh Le = 30,78 m

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,033 \times (17,24 + 30,78) \times 1,3073^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 2,2034 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1.775,574 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 17.400,6254 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - hf = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{17.400,6254 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 16,24 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 16,24 \text{ m}\end{aligned}$$

Head kinetic

$$\begin{aligned}\frac{V_{lin}^2 - V_{lin}^2}{2 \cdot g} &= \frac{(1,30728 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\ &= 0,0872 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head Pompa

$$\begin{aligned} h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_{lin2}^2 - v_{lin1}^2}{2g} + hf \\ &= 0 \text{ m} + 15,24 \text{ m} + 0,0872 \text{ m} + 2,2035 \text{ m} \\ &= 17,5307 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

QL = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{950 \times 0,24239^{0,5}}{17,5307^{0,75}} \\ &= 54,5929 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,00404 \frac{m^3}{s} \times 17.400,6254 \frac{N}{m^3} \times 17,5307 m}{0,80} \\ &= 1.540,4371 \text{ watt} \\ &= 2,065 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,83)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{02,0658Hp}{0,83} \\ &= 2,48 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 3

Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 17,24 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	6	2	12	3,6576
<i>Sudden enlargement</i>	4	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	2	1	2	0,6096
<i>Swing check valve</i>	15	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,2400
Total			64	19,5072

Diperoleh Le = 19,5072

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times v \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,033 \times (17,24 + 19,51) \times 1,3073^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\
 &= 1,68602 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P ^o (atm)	P ^o x yi
H ₂ SO ₄	0,7421	1,4,E-07	1,E-07
H ₂ O	0,2579	4,2,E-02	1,E-02
Total	1,0000		1,E-02

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,01071 atm = 0,01086 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,01086 \text{ bar}}{17.400,6254 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 1,68 \text{ m}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

$$= 3,0743$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,03 \times 3,07463 \\ &= 0,09224\end{aligned}$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-01)

Tugas : Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki unit pembelian menuju

Tangki penyimpanan (T-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 30°C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2,5 in = 0,0635 m

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,469 in = 0,0627 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $14,5437 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 17,5307 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 3 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 3,0746

NPSH yang diperlukan = 0,0922

LAMPIRAN POMPA PROSES

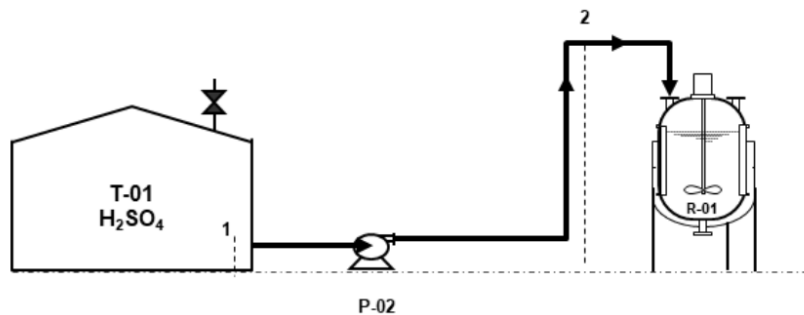
POMPA

(P-02)

Tugas : Memompa ban baku berupa H_2SO_4 dari tangki penyimpanan menuju Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 6,117 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
H_2SO_4	98	24.273,936	0,940	247,466	0,742
H_2O	18	1.549,400	0,060	85,982	0,258
Total		25.823,336	1,000	333,448	1,0000

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
H ₂ SO ₄	0,940	1.826,971	1.717,353
H ₂ O	0,060	970,351	58,221
Total	1,000		1.775,574

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{25.823,336 \text{ kg/jam}}{1.775,5740 \text{ kg/jam}} \\ &= 14,54 \text{ m}^3/\text{jam} \quad = 0,0040399042 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 7,1731 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.775,5740 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (7,173)^{0,54} \times (1.775,5740)^{-0,37}$$

$$= 53,2961 \text{ mm}$$

$$= 2,0982 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,47 \text{ in} \quad = 0,205 \text{ ft} \quad = 0,0627126 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} \quad = 0,240 \text{ ft} \quad = 0,0073152 \text{ m}$$

$$\text{at} = 4,79 \text{ in}^2 \quad = 0,033 \text{ ft}^2 \quad = 0,0030903 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0627126 \text{ m}} = 0,00072904$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,0040399 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0020903 \text{ m}^2} \\ &= 1,9327 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i$
H ₂ SO ₄	98	0,7421	19,7219	7,3502	144,9599
H ₂ O	18	0,2579	0,8179	1,0946	0,8952
Total		1,0000		8,4448	145,8551

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5}} \\ &= \frac{145,855}{8,4448} \\ &= 17,2716 \text{ cp} \\ &= 0,0172716 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.775,5740 \frac{kg}{m^3} \times 0,0627 \text{ m} \times 1,3073 \frac{m}{s}}{0,01727 \frac{kg}{m.s}} \\ &= 8.428,1065 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

$$\text{Friction Factor (f)} = 0,033$$

Rencana Pemipaan:

$$\text{Panjang pipa lurus} = 63,337 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	6	5	30	9,1440
<i>Sudden enlargement</i>	4	1	4	1,2192
<i>Sudden contraction</i>	2	1	2	0,6096
<i>Swing check valve</i>	15	1	15	4,5720
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,2400
Total			101	30,7848

$$\text{Diperoleh Le} = 30,7848 \text{ m}$$

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,033 \times (63,337 + 30,78) \times 1,3073^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 4,3184 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1.775,574 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 17.400,6254 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - hf = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf = head karena fraksi (m)

Z₁ = elevasi titik 1 (m)

Z₂ = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P₁ = tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V₂ = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{17.400,6254 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 6,117 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 5,117 \text{ m}\end{aligned}$$

Head kinetic

$$\begin{aligned}\frac{V_{lin}^2 - V_{lin}^2}{2 \cdot g} &= \frac{(1,30728 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\ &= 0,0872 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head Pompa

$$\begin{aligned}h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_{lin2}^2 - v_{lin1}^2}{2g} + hf \\&= 0 \text{ m} + 5,117 \text{ m} + 0,0872 \text{ m} + 4,3185 \text{ m} \\&= 9,5227 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

QL = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned}N_s &= \frac{950 \times 0,2424^{0,5}}{9,5227^{0,75}} \\&= 86,2812\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,00404 \frac{m^3}{s} \times 17.400,6254 \frac{N}{m^3} \times 9,5227 m}{0,80} \\ &= 836,7663 \text{ watt} \\ &= 1,1221 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,83)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{1,1221 \text{ Hp}}{0,83} \\ &= 1,35 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 1,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 63,337 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	6	2	12	3,6576
<i>Sudden enlargement</i>	4	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	2	1	2	0,6096
<i>Swing check valve</i>	15	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,2400
Total			64	919,5072

Diperoleh Le = 19,5072

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,033 \times (63,337 + 19,51) \times 1,3073^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\
 &= 3,80103 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P ^o (atm)	P ^o x yi
H ₂ SO ₄	0,7421	1,4,E-07	1,E-07
H ₂ O	0,2579	4,2,E-02	1,E-02
Total	1,0000		1,E-02

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,01071 atm = 0,01086 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,01086 \text{ bar}}{17.400,6254 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 3,80103 \text{ m} \\
 &= 0,95962
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,03 \times 0,95962$$

$$= 0,02879$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-02)

Tugas : Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki penyimpanan menuju Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 30°C

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2,5 in = 0,0635 m

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,47 in = 0,0627 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $14,5437 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 9,5227 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 1,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 0,9596

NPSH yang diperlukan = 0,0288

LAMPIRAN POMPA PROSES

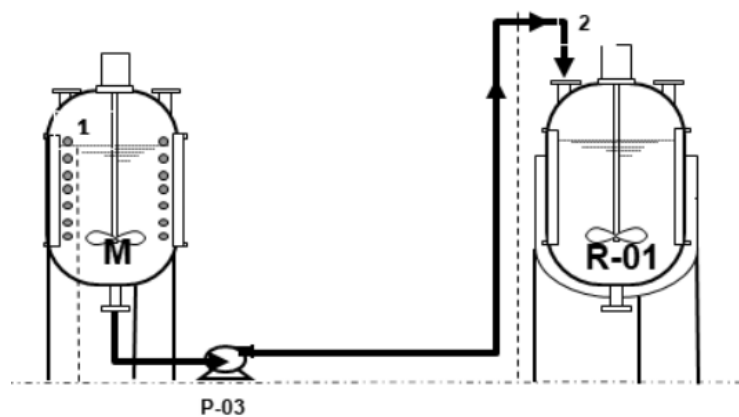
POMPA

(P-03)

Tugas : Memompa campuran batuan fosfat dan air dari mixer menuju
Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 8,0140 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	25.192,10	0,488	49,95	0,036
SiO ₂	60,09	2.295,41	0,044	38,20	0,027
Fe ₂ O ₃	159,70	286,93	0,006	1,80	0,001
K ₂ O	94,20	143,46	0,003	1,52	0,001
MgO	40,31	86,08	0,002	2,14	0,002
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	0,002	1,13	0,001
H ₂ O	18,02	23.527,93	0,456	1.305,66	0,932
TOTAL		51.646,67	1,000	1.400,39	1,000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	0,488	3.202,20	1.561,96
SiO ₂	0,044	2.611,00	116,04
Fe ₂ O ₃	0,006	5.044,70	28,03
K ₂ O	0,003	2.266,20	6,30
MgO	0,002	3.517,50	5,86
Al ₂ O ₃	0,002	3.931,30	8,74
H ₂ O	0,456	985,00	448,72
TOTAL	1,000	21.557,90	2.175,65

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{51.646,67 \text{ kg/jam}}{2.175,65 \text{ kg/jam}} \\
 &= 23,74 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00659 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37} \\
 G &= 14,35 \text{ kg/s} \\
 \rho &= 2.175,65 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Maka,

$$\begin{aligned} &= 293 \times (14,35)^{0,54} \times (2.175,65)^{-0,37} \\ &= 71,88 \text{ mm} \\ &= 2,83 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\begin{array}{llll} \text{NPS} & = & 3 \\ \text{Sch.no} & = & 40 \\ \text{ID} & = & 3,07 \text{ in} & = 0,26 \text{ ft} & = 0,08 \text{ m} \\ \text{OD} & = & 3,50 \text{ in} & = 0,29 \text{ ft} & = 0,09 \text{ m} \\ \text{at} & = & 7,38 \text{ in}^2 & = 0,05 \text{ ft}^2 & = 0,0047613 \text{ m}^2 \end{array}$$

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0779272 \text{ m}} = 0,0005867$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,0065940329 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0047612808 \text{ m}^2} \\ &= 1,384928375 \text{ m/s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y_i)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
$Ca_5F(PO_4)_3$	504	0,036	101,000	0,801	80,9073
SiO_2	60	0,027	98,000	0,211	20,7222
Fe_2O_3	159,70	0,001	96,000	0,016	1,5565
K_2O	94,20	0,001	99,000	0,011	1,0450
MgO	40,31	0,002	97,000	0,010	0,9391
Al_2O_3	101,96	0,001	98,000	0,008	0,7954
H_2O	18,02	0,932	0,352	3,958	1,3943
TOTAL		1,000	589,352	5,015	107,360

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\
 &= \frac{107,360}{5,0149} \\
 &= 21,4081 \text{ cp} \\
 &= 0,021408118 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\
 &= \frac{2.175,6485 \frac{kg}{m^3} \times 0,0779 \text{ m} \times 1,3849 \frac{m}{s}}{0,02141 \frac{kg}{m.s}} \\
 &= 10.967,97
 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

$$\text{Friction Factor (f)} = 0,032$$

Rencana Pemipaan:

$$\text{Panjang pipa lurus} = 36,014 \text{ m}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	8	4	32	9,75
<i>Sudden enlargement</i>	8	1	8	2,44
<i>Sudden contraction</i>	3	1	3	0,91
<i>Swing check valve</i>	19	1	19	5,79
<i>Globe valve</i>	70	1	70	21,33
Total			132	40,23

Diperoleh $Le = 40,23 \text{ m}$

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \times (L + LE) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times D} \\
 &= \frac{0,032 \times (36,014 + 40,23) \times 1,3849^2}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\
 &= 3,063 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}
 \gamma &= \rho L \times g \\
 &= 2.175,649 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 21.321,3553 \text{ N/m}^3
 \end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

LAMPIRAN POMPA PROSES

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{21.321,3553 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 5,4117 \text{ m} - 1 \text{ m}$$
$$= 4,4117 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(1,38492838 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$
$$= 0,0979 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + hf$$
$$= 0 \text{ m} + 7,014 \text{ m} + 0,0979 \text{ m} + 1,3849 \text{ m}$$
$$= 8,4968 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

$Q L$ = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

LAMPIRAN POMPA PROSES

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,39564^{0,5}}{8,4968^{0,75}}$$
$$= 120,0697$$

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,60)

Maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,0065940329 \frac{m^3}{s} \times 21.321,3553 \frac{N}{m^3} \times 8,4968 m}{0,60}$$
$$= 1.990,9914 \text{ watt}$$
$$= 2,67 \text{ Hp}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

LAMPIRAN POMPA PROSES

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991)

halaman 521 (efisiensi motor = 0,82)

Maka

$$\begin{aligned}\text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{2,67 \text{ Hp}}{0,82} \\ &= 3,2 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 33,4117 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	8	1	8	2,44
<i>Sudden enlargement</i>	8	0	0	0,00
<i>Sudden contraction</i>	3	1	3	0,91
<i>Swing check valve</i>	19	0	0	0,00
<i>Globe valve</i>	70	1	70	21,33
Total			81	24,68

Diperoleh Le = 24,68

Head karena friksi

$$\begin{aligned}h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,032 \times (336,014 + 24,68) \times 1,3849^2}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 2,439 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P ^o (atm)	P ^o x yi
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	0,0362	5,3,E-81	1,9,E-82
SiO ₂	0,0277	9,5,E-41	2,6,E-42
Fe ₂ O ₃	0,0013	7,5,E-08	9,7,E-11
K ₂ O	0,0007	1,5,E-07	9,9,E-11
MgO	0,0021	4,9,E-85	1,0,E-87
Al ₂ O ₃	0,0041	2,5,E-71	1,0,E-73
H ₂ O	0,9281	4,6,E-01	4,3,E-01
TOTAL	1,0000	0,4647	0,4333

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,4333 atm = 0,439 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,439 \text{ bar}}{21.321,3553 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 2,439 \text{ m} \\
 &= 1,2539
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 1,2539 \\
 &= 0,0376184
 \end{aligned}$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-03)

Tugas : Memompa campuran batuan fosfat dan air dari mixer menuju
Reaktor (R-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 80°C

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 3 in = 0,0762 m

OD = 3,5 in = 0,0889 m

ID = 3,07 in = 0,0779 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $23,7385 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 5,8945 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 1,2539

NPSH yang diperlukan = 0,0376

LAMPIRAN POMPA PROSES

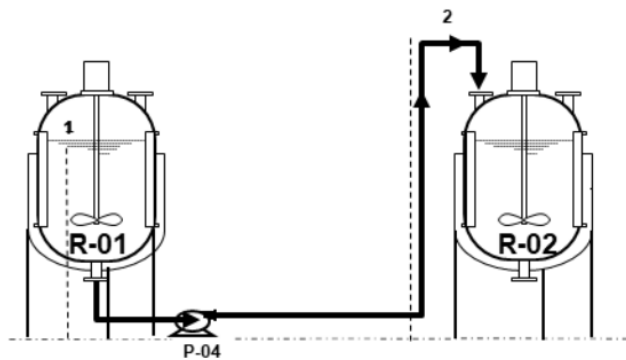
POMPA

(P-04)

Tugas : Memompa hasil cair Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 4,007 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 8,0140 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	504,31	3.526,89	0,0460	6,99	0,0050
SiO ₂	60,09	2.295,41	0,0300	38,20	0,0275
Fe ₂ O ₃	159,70	286,93	0,0037	1,80	0,0013
K ₂ O	94,20	143,46	0,0019	1,52	0,0011
MgO	40,31	86,08	0,0011	2,14	0,0015
Al ₂ O ₃	101,96	114,77	0,0015	1,13	0,0008
H ₂ O	18,02	17.328,32	0,2262	961,62	0,6919
H ₂ SO ₄	98,09	3.204,16	0,0418	32,67	0,0235
CaSO ₄ .2H ₂ O	172,19	36.986,49	0,4828	214,80	0,1546
H ₃ PO ₄	98	12.630,27	0,1649	128,88	0,0927
TOTAL		76.602,78	1,0000	1.389,74	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	0,0460	3.202,20	147,43
SiO ₂	0,0300	2.611,00	78,24
Fe ₂ O ₃	0,0037	5.044,70	18,90
K ₂ O	0,0019	2.266,20	4,24
MgO	0,0011	3.517,50	3,95
Al ₂ O ₃	0,0015	3.931,30	5,89
H ₂ O	0,2262	985,00	222,82
H ₂ SO ₄	0,0418	1.777,00	74,33
CaSO ₄ .2H ₂ O	0,4828	2.310,00	1.115,35
H ₃ PO ₄	0,1649	1.880,00	309,97
TOTAL	1,0000	27.524,90	1.981,12

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{76.602,78 \text{ kg/jam}}{1.981,1235 \text{ kg/jam}} \\
 &= 38,66633 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0107406475 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_{opt} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 21,2785 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.981,1235 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (21,2785)^{0,54} \times (1.981,1235)^{-0,37}$$

$$= 92,0659 \text{ mm}$$

$$= 3,6246 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 4$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,335 \text{ ft} = 0,1022 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{at} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,088 \text{ ft}^2 = 0,0082 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh

kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,1022604 \text{ m}} = 0,000447094$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\
 &= \frac{0,01074065 \text{ m}^3/s}{0,00819353 \text{ m}^2} \\
 &= 1,31086905 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
$\text{Ca}_5\text{F}(\text{PO}_4)_3$	504	0,0050	101,000	0,1130	11,4139
SiO_2	60	0,0275	98,000	0,2131	20,8811
Fe_2O_3	159,70	0,0013	96,000	0,0163	1,5684
K_2O	94,20	0,0011	99,000	0,0106	1,0530
MgO	40,31	0,0015	97,000	0,0098	0,9463
Al_2O_3	101,96	0,0008	98,000	0,0082	0,8015
H_2O	18,02	0,6919	0,352	2,9373	1,0348
H_2SO_4	98,09	0,0235	5,707	0,2328	1,3285
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	172,19	0,1546	102	2,0282	206,8746
H_3PO_4	98	0,0927	2,4	0,9181	2,2033
TOTAL		1,0000		6,4873	248,1053

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\
 &= \frac{248,105}{6,4873} \\
 &= 38,2447 \text{ cp} \\
 &= 0,03824474 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\
 &= \frac{1981,1235 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,1023 \text{ m} \times 1,3109 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,03824 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\
 &= 6.943,95058
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

Friction Factor (f) = 0,035

Rencana Pemipaan:

Panjang pipa lurus = 62,53 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	10	4	40	12,1920
<i>Sudden enlargement</i>	10	1	10	3,0480
<i>Sudden contraction</i>	4	1	4	1,2192
<i>Swing check valve</i>	29	1	29	8,8392
<i>Globe valve</i>	105	1	105	32,0040
Total			188	57,3024

Diperoleh Le = 57,3024 m

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+LE) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (62,53+57,30) \times 1,3109^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 3,5958 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 1.981,123 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 19.415,0102 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{19415,0102 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 8,0140 \text{ m} - 4,007 \text{ m}$$
$$= 4,007 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(1,3108691 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$
$$= 0,0877 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$
$$= 0 \text{ m} + 4,007 \text{ m} + 0,0877 \text{ m} + 3,5958 \text{ m}$$
$$= 7,6905 \text{ m}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

- N_s = kecepatan spesifik
- N = kecepatan putar (rpm)
- QL = kapasitas pompa (m³/menit)
- h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,64443885^{0,5}}{7,6905^{0,75}}$$
$$= 165,1381$$

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

- Efp = efisiensi pompa
- h_{man} = head pompa (m)
- QL = kapasitas pompa (m³/s)
- W = daya penggerak poros (watt)
- γ = rapat berat (N/m³)

LAMPIRAN POMPA PROSES

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa ($e_{fp} = 0,70$)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,010741 \frac{m^3}{s} \times 19415,0102 \frac{N}{m^3} \times 7,6905 m}{0,70} \\ &= 2.291,0066 \text{ watt} \\ &= 3,07 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,83)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{3,07 \text{ Hp}}{0,83} \\ &= 3,70 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 62,53 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	10	1	10	3,0480
<i>Sudden enlargement</i>	10	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	4	1	4	1,2192
<i>Swing check valve</i>	29	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	105	1	105	32,0040
Total			119	36,2712

Diperoleh $Le = 36,2712$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,035 \times (62,53+36,27) \times 1,3109^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
 &= 2,96 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P° (atm)	P° x yi
Ca ₅ F(PO ₄) ₃	0,0050	5,3,E-81	3,E-83
SiO ₂	0,0275	9,5,E-41	3,E-42
Fe ₂ O ₃	0,0013	7,5,E-08	-1,E-10
K ₂ O	0,0011	1,5,E-07	2,E-10
MgO	0,0015	4,9,E-85	7,E-88
Al ₂ O ₃	0,0008	2,5,E-71	2,E-74
H ₂ O	0,6919	4,6,E-01	3,E-01
H ₂ SO ₄	0,0235	1,9,E-05	4,E-07
CaSO ₄ .2H ₂ O	0,1546	2,18E-44	3,E-45
H ₃ PO ₄	0,0927	42983,04	-1,E+00
TOTAL	1,0000	4,3,E+04	- 8,E-01

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,8084 atm = 0,8191 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,8191 \text{ bar}}{19415,0102 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 2,9647 \text{ m} \\
 &= 5,4733
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,037$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,037 \times 5,4733$$

$$= 0,2025$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-04)

Tugas : Memompa hasil cair Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 80°C

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 4 in = 0,1016 m

OD = 4,5 in = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,1023 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $38,6663 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 7,6905 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 5,4734

NPSH yang diperlukan = 0,2025

LAMPIRAN POMPA PROSES

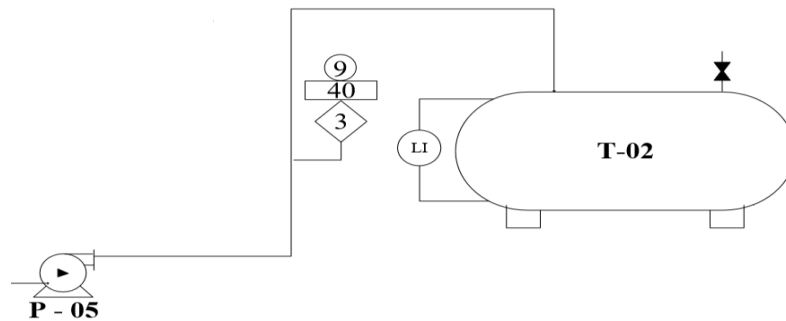
POMPA

(P-05)

Tugas : Memompa HF dari Kondensor (CD-01) menuju Tangki (T-02)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 3 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 8 \text{ m}$$

Data fluida:

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

$$\text{Tekanan} = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
HF	20	949,5929	0,9901	47,4796	0,9890
H ₂ O	18	9,4959	0,0099	0,5276	0,0110
Total		959,0888	1,0000	48,0072	1,0000

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
HF	0,9901	1.150,0000	1.138,6139
H ₂ O	0,0099	985,0000	9,7525
Total	1,0000	2.135,0000	1.148,3663

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{959,09 \text{ kg/jam}}{1.148,36 \text{ kg/jam}} \\ &= 0,835 \text{ m}^3/\text{jam} \quad = 0,00023 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_i \text{ opt} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 0,2664 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.148,36 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (0,266)^{0,54} \times (1.148,36)^{-0,37}$$

$$= 10,57 \text{ mm}$$

$$= 0,4169 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 0,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in} = 0,051 \text{ ft} = 0,015798 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in} = 0,070 \text{ ft} = 0,021336 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,304 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ ft}^2 = 0,000196 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh

kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0157988 \text{ m}} = 0,002893891$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,000232 \text{ m}^3/s}{0,0001961 \text{ m}^2} \\ &= 1,1828 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
HF	20	0,9890	0,0288	4,4230	0,1274
H2O	18	0,0110	0,3523	0,0466	0,0164
Total		1,0000	0,3811	4,4696	0,1438

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{0,1436}{4,4696} \\ &= 0,0322 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.148,36 \frac{kg}{m^3} \times 0,0158 \text{ m} \times 1,1829 \frac{m}{s}}{0,03217 \frac{kg}{m.s}} \\ &= 667,004 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

$$\text{Friction Factor (f)} = 0,08$$

Rencana Pemipaan:

$$\text{Panjang pipa lurus} = 37,58 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	1,4	4	5,6	1,7069
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0,3048
<i>Sudden contraction</i>	0,5	1	0,5	0,1524
<i>Swing check valve</i>	3	1	3	0,9144
<i>Globe valve</i>	15	1	15	4,5720
Total			25,1	7,6505

$$\text{Diperoleh Le} = 7,65 \text{ m}$$

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (37,58+7,65) \times 1,1829^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\ &= 16,35 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1.148,36 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 11.254 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{3,0398 \text{ bar} - 3,0398 \text{ bar}}{11.254 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 15 \text{ m} - 6,8 \text{ m} \\ &= 8,2 \text{ m}\end{aligned}$$

Head kinetic

LAMPIRAN POMPA PROSES

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(1,182 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$
$$= 0,0714 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + hf$$
$$= 0 \text{ m} + 8,2 \text{ m} + 0,0714 \text{ m} + 16,35 \text{ m}$$
$$= 24,62 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

$Q L$ = kapasitas pompa (m^3/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95

= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,0139^{0,5}}{24,6211^{0,75}}$$
$$= 10,1404$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,00023 \frac{m^3}{s} \times 11254 \frac{N}{m^3} \times 24,62 m}{0,80} \\ &= 80,35 \text{ watt} \\ &= 0,1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,87)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,1078 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 0,12 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 0,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 37,58 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	1,4	1	1,4	0,4267
<i>Sudden enlargement</i>	1	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	0,5	1	0,5	0,1524
<i>Swing check valve</i>	3	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	15	1	15	4,5720
Total			16,9	5,1511

Diperoleh Le = 5,1511

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (35,58 + 5,1511) \times 1,0518^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\
 &= 15,4463 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P° (atm)	P° x yi
HF	0,9890	2,1,E-47	2,E-47
H2O	0,0110	1,1,E+00	1,2,E-02
Total	1,0000		1,E-02

Diperoleh tekanan uap fluida = 1,E-02 atm = 1,E-02 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{3,0398 \text{ bar} - 0,012 \text{ bar}}{11254 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 15,446 \text{ m} \\
 &= 10,458
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,03 \times 10,458$$

$$= 0,313729$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-05)

Tugas : Memompa HF dari Kondensor (CD-01) menuju Tangki (T-02) Jenis
: Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 40°C

P_1 = 3 atm

P_2 = 3 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 0,5 in = 0,0127 m

OD = 0,84 in = 0,0213 m

ID = 0,622 in = 0,0158 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $0,8352 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 24,6211 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 10,4576

NPSH yang diperlukan = 0,3137

LAMPIRAN POMPA PROSES

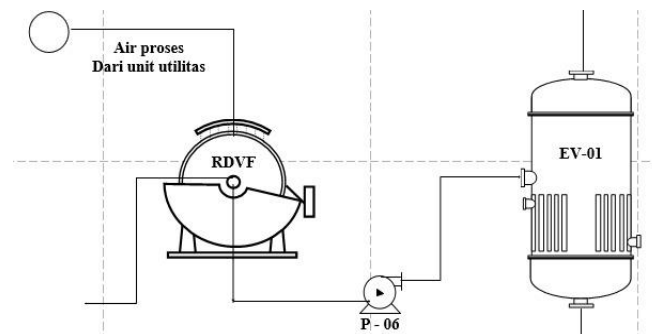
POMPA

(P-06)

Tugas : Memompa hasil reaksi fase cair dari RDVF menuju Evaporator

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 0,5 \text{ atm} = 0,5066 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 2,5 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 3,5258 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 70,442^\circ\text{C} = 343,442 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	B M	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
H ₃ PO ₄	98	999,18	0,03	10,20	0,01
H ₂ SO ₄	98	3.952,04	0,44	142,24	0,13
H ₂ O	18	6.516,28	0,52	916,55	0,86
Total		31.467,50	1,00	1.068,99	1,00

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
H ₃ PO ₄	0,0318	1880,0000	59,6953
H ₂ SO ₄	0,4434	1777,0000	787,8852
H ₂ O	0,5249	985,0000	516,9948
Total	1,0000		1364,5752

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{31467,50 \text{ kg/jam}}{1364,5752 \text{ kg/jam}} \\ &= 23,06 \text{ m}^3/\text{jam} \quad = 0,0065 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 8,7410 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1364,5752 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (8,741)^{0,54} \times (1364,57)^{-0,37}$$

$$= 65,37 \text{ mm}$$

$$= 2,58 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 3$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft} = 0,078 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,292 \text{ ft} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{at} = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0512 \text{ ft}^2 = 0,00477 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0779272 \text{ m}} = 0,0005867$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,0064056 \text{ m}^3/s}{0,0047613 \text{ m}^2} \\ &= 1,3453 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
H ₃ PO ₄	98	0,0095	2,4000	0,0944	0,2266
H ₂ SO ₄	98	0,1331	5,7068	1,3178	7,5205
H ₂ O	18	0,8574	0,3523	3,6397	1,2823
Total		1,0000		4,9575	8,8028

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{8,803}{4,9575} \\ &= 1,7756 \text{ cp} \\ &= 0,0017756 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1364,5752 \times 0,0779 \text{ m} \times 1,3454 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00178 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 80569,09521 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

$$\text{Friction Factor (f)} = 0,023$$

Rencana Pemipaan:

$$\text{Panjang pipa lurus} = 20,77 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum \text{Le (ft)}$	$\sum \text{Le (m)}$
<i>Standard Elbow</i>	8	3	24	7,3152
<i>Sudden enlargement</i>	4,5	1	4,5	1,3716
<i>Sudden contraction</i>	2,5	1	2,5	0,7620
<i>Swing check valve</i>	17	1	17	5,1816
<i>Globe valve</i>	80	1	80	24,3840
Total			128	39,0144

$$\text{Diperoleh Le} = 39,0144 \text{ m}$$

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,023 \times (20,77 + 39,01) \times 1,3454^2}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 1,6295 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1364,575 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 13372,8373 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - hf = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,5066 \text{ bar}}{13372,8373 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 3,788 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 3,5257 \text{ m} - 2,524 \text{ m} \\ &= 1,00175 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(1,3454 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$= 0,0923 \text{ m}$$

Head Pompa

$$\begin{aligned} h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + hf \\ &= 3,8 \text{ m} + 1,0018 \text{ m} + 0,0923 \text{ m} + 1,6295 \text{ m} \\ &= 6,5120 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

QL = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95

= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{950 \times 0,3843^{0,5}}{6,5120^{0,75}} \\ &= 144,48 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,0064 \frac{m^3}{s} \times 13372,8373 \frac{N}{m^3} \times 6,512 m}{0,80} \\ &= 697,2876 \text{ watt} \\ &= 0,935077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,87)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,9351 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 1,075 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 1,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 20,77 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	8	1	8	2,4384
<i>Sudden enlargement</i>	4,5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	2,5	1	2,5	0,7620
<i>Swing check valve</i>	17	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	80	1	80	24,3840
Total			39,7	12,1006

Diperoleh $Le = 27,58$ m

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,023 \times (20,77 + 27,58) \times 1,3454^2}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\
 &= 1,3179 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	y_i	P^o (atm)	$P^o \times y_i$
H ₃ PO ₄	0,0095	1,11	0,011
H ₂ SO ₄	0,1331	8,2,E-06	1,E-06
H ₂ O	0,8574	3,1,E-01	3,E-01
Total	1,0000		0,2600

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,25665 atm = 0,2600 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{0,5066 \text{ bar} - 0,2600 \text{ bar}}{13372,8374 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 2,524 - 1,3179 \text{ m} \\
 &= 3,05
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,03 \times 3,05$$

$$= 0,0925$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-06)

Tugas : Memompa hasil reaksi fase cair dari RDVF menuju Evaporator

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 66,7 °C

P_1 = 0,5 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 3 in = 0,0762 m

OD = 3,5 in = 0,0889 m

ID = 3,068 in = 0,0779 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = 23,06 m³/jam

Head pompa = 6,512 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 2 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 3,0500

NPSH yang diperlukan = 0,0915

LAMPIRAN POMPA PROSES

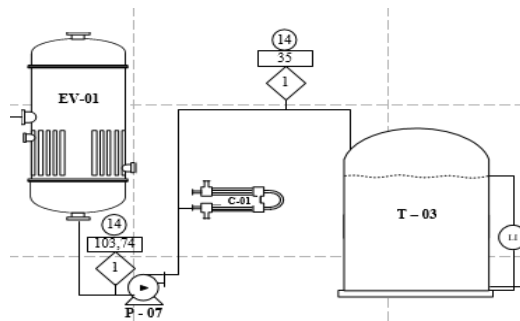
POMPA

(P-07)

Tugas : Memompa hasil bawah fase cair Evaporator menuju
Tangki (T-03)

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 11 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 103,74^\circ\text{C} = 376,74 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	B M	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
H ₃ PO ₄	98	13.952,04	0,8500	142,37	0,61
H ₂ SO ₄	98	999,18	0,0609	10,19	0,04

LAMPIRAN POMPA PROSES

H ₂ O	18	1.462,94	0,0891	81,18	0,35
Total		16.414,16	1,0000	233,74	1,00

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
H ₃ PO ₄	0,8500	1880,0000	1598,0000
H ₂ SO ₄	0,0609	1777,0000	108,1715
H ₂ O	0,0891	985,0000	87,7900
Total	1,0000		1793,9615

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{16414,16 \text{ kg/jam}}{1793,961 \text{ kg/jam}} \\
 &= 9,15 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0025 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 4,56 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1793,961 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (4,56)^{0,54} \times (1793,961)^{-0,37}$$

$$= 41,57 \text{ mm}$$

$$= 1,637 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft} = 0,0525018 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,1984 \text{ ft} = 0,060452 \text{ m}$$

$$\text{at} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,02326 \text{ ft}^2 = 0,0021613 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0525018 \text{ m}} = 0,00087$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,0025416 \text{ m}^3/s}{0,0021613 \text{ m}^2} \\ &= 1,176 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
H ₃ PO ₄	98	0,6091	2,4000	6,0297	14,4712
H ₂ SO ₄	98	0,0436	5,7068	0,4316	2,4632
H ₂ O	18	0,3473	0,3523	1,4744	0,5194
Total		1,0000		1,9060	2,9826

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{2,9826}{1,9060} \\ &= 1,5648 \text{ cp} \\ &= 0,0015648 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1793,961 \frac{kg}{m^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 1,1760 \frac{m}{s}}{0,00156 \frac{kg}{m.s}} \\ &= 70780,4766 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

$$\text{Friction Factor (f)} = 0,023$$

Rencana Pemipaan:

$$\text{Panjang pipa lurus} = 23,04 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum$ Le (ft)	$\sum$ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	4	20	6,0960
<i>Sudden enlargement</i>	5	1	5	1,5240
<i>Sudden contraction</i>	1,5	1	1,5	0,4572
<i>Swing check valve</i>	12	1	12	3,6576
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,2400
Total			88,5	26,9748

$$\text{Diperoleh Le} = 26,9748 \text{ m}$$

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,023 \times (23,04+26,97) \times 1,1760^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 1,5459 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1793,961 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 17580,820 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - hf = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{17580,820 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 11 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 10 \text{ m}\end{aligned}$$

Head kinetic

$$\begin{aligned}\frac{V_{lin}^2 - V_{lin}^2}{2 \cdot g} &= \frac{(1,176 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\ &= 0,0706 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head Pompa

$$\begin{aligned}h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_{lin2}^2 - v_{lin1}^2}{2g} + hf \\&= 0 \text{ m} + 10 \text{ m} + 0,0706 \text{ m} + 1,5459 \text{ m} \\&= 11,6164 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

QL = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned}N_s &= \frac{950 \times 0,15249^{0,5}}{11,6164^{0,75}} \\&= 58,9584\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,00254 \frac{m^3}{s} \times 17589,820 \frac{N}{m^3} \times 11,6164 m}{0,80} \\ &= 648,8219 \text{ watt} \\ &= 0,87009 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,87)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,8701 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 1,0010 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 1,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	1	5	1,5240
<i>Sudden enlargement</i>	5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,5	1	1,5	0,4572
<i>Swing check valve</i>	12	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	50	1	50	15,2400
Total			56,5	17,2212

Diperoleh $Le = 17,2212$ m

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,023 \times (23,05 + 17,22) \times 1,1760^2}{2 \times 9,8 \times 0,0266} \\
 &= 1,2445 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	y_i	P^o (atm)	$P^o \times y_i$
H ₃ PO ₄	0,6091	1,200	0,731
H ₂ SO ₄	0,0436	1,1,E-04	5,E-06
H ₂ O	0,3473	1,1,E+00	4,E-01
Total	1,0000		4,E-01

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,3569 atm = 0,3616 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,3616 \text{ bar}}{17580,820 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 1,2445 \text{ m} \\
 &= 57,615
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,03 \times 5,57615$$

$$= 0,16728$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-07)

Tugas : Memompa hasil bawah fase cair Evaporator menuju
Tangki (T-03)

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 104°C

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in = 0,0508 m

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $9,1497 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 11,6164 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 1,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 5,5762

NPSH yang diperlukan = 0,1673

LAMPIRAN POMPA PROSES

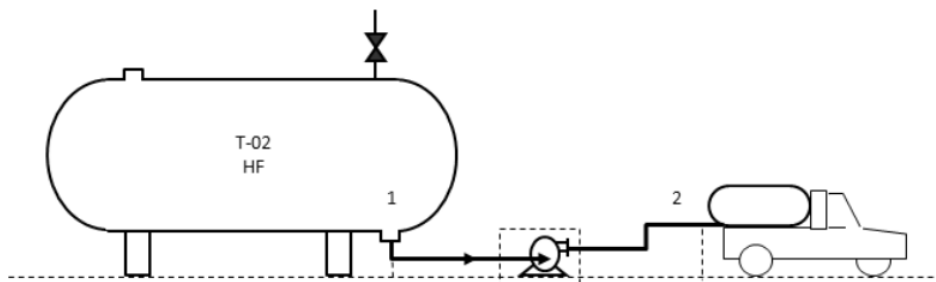
POMPA

(P-08)

Tugas : Memompa HF dari Tangki (T-02) menuju Tangki unit penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 3 \text{ m}$$

Data fluida:

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

$$\text{Tekanan} = 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
HF	20	949,5929	0,9901	47,4796	0,9890
H ₂ O	18	9,4959	0,0099	0,5276	0,0110
Total		959,0888	1,0000	48,0072	1,0000

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
HF	0,9901	1150,0000	1138,6139
H ₂ O	0,0099	985,0000	9,7525
Total	1,0000	2135,0000	1148,3663

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{959,09 \text{ kg/jam}}{1148,3663 \text{ kg/jam}} \\ &= 0,8352 \text{ m}^3/\text{jam} \quad = 0,000231994 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$\text{Di opt} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 0,2664 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1148,3663 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (0,266)^{0,54} \times (1148,36)^{-0,37}$$

$$= 10,58 \text{ mm}$$

$$= 0,4165 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 0,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in} = 0,05184 \text{ ft} = 0,0158 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in} = 0,07 \text{ ft} = 0,02114 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,304 \text{ in}^2 = 0,00211 \text{ ft}^2 = 0,000196 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

a. Bahan kontruksi

LAMPIRAN POMPA PROSES

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh

kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,015798 \text{ m}} = 0,002894$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,000232 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0001961 \text{ m}^2} \\ &= 1,0518 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y_i)	μ_i	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i$
HF	20	0,9890	0,0288	4,4733	0,1288
H2O	18	0,0110	0,3523	4,4733	0,1288
Total		1,0000	0,3811		

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times \text{BM}^{0,5}} \\ &= \frac{0,1438}{4,4696} \\ &= 0,032 \text{ cp} \\ &= 0,00003217 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

LAMPIRAN POMPA PROSES

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\
 &= \frac{1148,36 \frac{kg}{m^3} \times 0,0158 \text{ m} \times 1,829 \frac{m}{s}}{0,00003 \frac{kg}{m.s}} \\
 &= 56,312
 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

Friction Factor (f) = 0,1

Rencana Pemipaan:

Panjang pipa lurus = 24 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	1,4	4	5,6	1,7069
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0,3048
<i>Sudden contraction</i>	0,5	1	0,5	0,1524
<i>Swing check valve</i>	3	1	3	0,9144
<i>Globe valve</i>	15	1	15	4,5720
Total			25,1	7,6505

Diperoleh Le = 7,6505 m

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \times (L+LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,1 \times (24+7,65) \times 1,829^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\
 &= 10,687 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}
 \gamma &= \rho L \times g \\
 &= 1148,366 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 11253,99 \text{ N/m}^3
 \end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

LAMPIRAN POMPA PROSES

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{3,0398 \text{ bar} - 3,0398 \text{ bar}}{11253,99 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 3 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 2 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(1,182864 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$
$$= 0,0714 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

$$\begin{aligned} &= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0,0714 \text{ m} + 10,6864 \text{ m} \\ &= 12,7578 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

- N_s = kecepatan spesifik
- N = kecepatan putar (rpm)
- $Q L$ = kapasitas pompa (m³/menit)
- h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

- Kecepatan putar = 1000 rpm
- Faktor slip = 0,05 (asumsi)
- n = 1000 rpm x 0,95
- = 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{950 \times 0,01392^{0,5}}{12,7578^{0,75}} \\ &= 12,3367 \end{aligned}$$

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{Q L \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

- E_{fp} = efisiensi pompa
- h_{man} = head pompa (m)
- $Q L$ = kapasitas pompa (m³/s)
- W = daya penggerak poros (watt)
- γ = rapat berat (N/m³)

LAMPIRAN POMPA PROSES

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa ($e_{fp} = 0,80$)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned}-W &= \frac{0,00023 \frac{m^3}{s} \times 11253,99 \frac{N}{m^3} \times 12,7578 m}{0,80} \\ &= 61,8698 \text{ watt} \\ &= 0,083 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,87)

Maka

$$\begin{aligned}\text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,0830 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 0,0953 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 0,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	1,4	1	1,4	0,4267
<i>Sudden enlargement</i>	1	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	0,5	1	0,5	0,1524
<i>Swing check valve</i>	3	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	15	1	15	4,5720
Total			16,9	5,1511

Diperoleh $Le = 5,1511 \text{ m}$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v \ln^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,1 \times (24+5,15) \times 1,1829^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\
 &= 9,557 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P° (atm)	P° x yi
HF	0,9890	2,1,E-47	2,E-47
H2O	0,0110	1,1,E+00	1,2,E-02
Total	1,0000		1,E-02

Diperoleh tekanan uap fluida = 1,E-2 atm = 1,E-2 bar

Maka

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{3,0398 \text{ bar} - 0,0229 \text{ bar}}{11253,99 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 9,55703 \text{ m} \\
 &= 16,3469 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 16,3469 \\
 &= 0,4904
 \end{aligned}$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-08)

Tugas : Memompa HF dari Tangki (T-02) menuju Tangki unit penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 40°C

P_1 = 3 atm

P_2 = 3 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 0,5 in = 0,0127 m

OD = 0,84 in = 0,0213 m

ID = 0,622 in = 0,0158 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $0,8352 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 12,7578 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 16,3469

NPSH yang diperlukan = 0,4904

LAMPIRAN POMPA PROSES

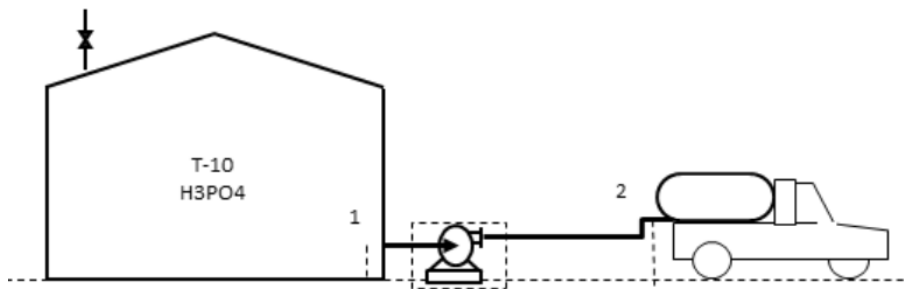
POMPA

(P-09)

Tugas : Memompa H_3PO_4 dari Tangki (T-03) menuju Tangki unit penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Sketsa :



Bidang datum: Permukaan tanah ($Z = 0$ m)

Titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 1 \text{ m}$$

Data fluida:

$$\text{Suhu} = 35^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang di pompa:

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
H_3PO_4	98	13952,0400	0,8500	142,3678	0,6091
H_2SO_4	98	999,1800	0,0609	10,1864	0,0436
H_2O	18	1462,9400	0,0891	81,1842	0,3473
Total		16414,1600	1,0000	233,7384	1,0000

LAMPIRAN POMPA PROSES

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
H ₃ PO ₄	0,8500	1880,0000	1598,0005
H ₂ SO ₄	0,0609	1777,0000	108,1714
H ₂ O	0,0891	985,0000	87,7898
Total	1,0000		1793,9617

Volume fluida yang di pompa:

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{16414,16 \text{ kg/jam}}{1793,9 \text{ kg/jam}} \\ &= 9,15 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,002522 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat:

$$\text{Di opt} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 4,5595 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1793,961 \text{ kg/m}^3$$

Maka,

$$= 293 \times (4,559)^{0,54} \times (1793,961)^{-0,37}$$

$$= 41,57 \text{ mm}$$

$$= 1,637 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft} = 0,05250 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,19833 \text{ ft} = 0,06045 \text{ m}$$

$$\text{at} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,02327 \text{ ft}^2 = 0,002162 \text{ m}^2$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

3. Head pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 ham 371, Fluid Mechanics 7th, white, F.M) diperoleh
kerasan pipa $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00004572 \text{ m}$

b. Kekerasan relative

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0266446 \text{ m}} = 0,00171$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Q_L}{at} \\ &= \frac{0,00004572 \text{ m}^3/s}{0,0525018 \text{ m}^2} \\ &= 0,0008709 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ_i	$y_i \times BM^{0,5}$	$y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i$
H ₃ PO ₄	98	0,6091	2,4000	6,0297	14,4712
H ₂ SO ₄	98	0,0436	5,7068	0,4316	2,4632
H ₂ O	18	0,3473	0,3523	1,4744	0,5194
Total		1,0000		1,9060	2,9826

Untuk menghitung viskositas campuran digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\sum y_i \times BM^{0,5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{2,9826}{1,9060} \\ &= 1,5648 \text{ cp} \\ &= 0,0015648 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan digunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{1793,961 \frac{kg}{m^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 1,1760 \frac{m}{s}}{0,00156 \frac{kg}{m.s}} \\ &= 70780,3864 \end{aligned}$$

f. Head karena friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai:

Friction Factor (f) = 0,023

Rencana Pemipaan:

Panjang pipa lurus = 24 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	2	10	3,0480
<i>Sudden enlargement</i>	3	1	3	0,9144
<i>Sudden contraction</i>	1,8	1	1,8	0,5486
<i>Swing check valve</i>	15	1	15	4,5720
<i>Globe valve</i>	45	1	45	13,7160
Total			74,8	22,7990

Diperoleh Le = 22,799 m

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+LE) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,023 \times (24+22,8) \times 1,1760^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 1,4465 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

g. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho L \times g \\ &= 1793,961 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 17580,820 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

h. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = head karena fraksi (m)

Z_1 = elevasi titik 1 (m)

Z_2 = elevasi titik 2 (m)

h_{man} = head pompa

P_1 = tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\begin{aligned}\frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{17580,820 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} \times \frac{100000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

Head potensial

$$\begin{aligned}(Z_2 - Z_1) &= 3 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 2 \text{ m}\end{aligned}$$

Head kinetic

$$\begin{aligned}\frac{V_{lin}^2 - V_{lin}^2}{2 \cdot g} &= \frac{(1,17596 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\ &= 0,0706 \text{ m}\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

Head Pompa

$$\begin{aligned}h_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_{lin2}^2 - v_{lin1}^2}{2g} + hf \\&= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0,0706 \text{ m} + 1,4465 \text{ m} \\&= 3,5170 \text{ m}\end{aligned}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \text{ (Kirk-Othmer, 5th edition)}$$

Dimana:

N_s = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

$Q L$ = kapasitas pompa (m³/menit)

h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E., 3rd, Volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95
= 950 rpm

Maka kecepatan spesifik

$$\begin{aligned}N_s &= \frac{950 \times 0,15249^{0,5}}{3,517^{0,75}} \\&= 144,45\end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

5. Daya gerak pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{efp}$$

Dimana:

Efp = efisiensi pompa

hman = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa (efp = 0,80)

Maka daya penggerak pompa

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0,00254 \frac{m^3}{s} \times 17589,820 \frac{N}{m^3} \times 3,5170 m}{0,80} \\ &= 196,44 \text{ watt} \\ &= 0,2635 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor standar

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521 (efisiensi motor = 0,87)

Maka

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,2635 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 0,3028 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya standar motor yaitu 0,5 Hp (Ludwig, E.E., halaman 628)

LAMPIRAN POMPA PROSES

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, Vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	1	5	1,5240
<i>Sudden enlargement</i>	3	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,8	1	1,8	0,5486
<i>Swing check valve</i>	15	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	45	1	45	13,7160
Total			51,8	15,7886

Diperoleh $Le = 15,7886$

Head karena friksi

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L + Le) \times V \ln^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (4 + 15,7886) \times 1,1760^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 0,61164 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	P° (atm)	P° x yi
H ₃ PO ₄	0,6091	0,98	0,5969
H ₂ SO ₄	0,0436	1,4,E-07	6,E-09
H ₂ O	0,3473	4,2,E-02	1,E-02
Total	1,0000		6,E-01

Diperoleh tekanan uap fluida = 0,5824 atm = 0,5902 bar

Maka

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\ &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,5902 \text{ bar}}{17580,820 \frac{N}{m^3}} \times \frac{100000 \frac{N}{m^2}}{1 \text{ bar}} - 1 - 0,61164 \text{ m} \\ &= 7,50874 \end{aligned}$$

LAMPIRAN POMPA PROSES

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh

$$\sigma = 0,03$$

Maka:

$$\text{NPSH yang diperlukan} = \sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$$

$$= 0,09 \times 7,50874$$

$$= 0,22526$$

Karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

KESIMPULAN

(P-09)

Tugas : Memompa H_3PO_4 dari Tangki (T-03) menuju Tangki unit penjualan

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida:

Suhu = 35°C

P_1 = 1 atm

P_2 = 1 atm

Pemilihan Pipa:

IPS = 2 in = 0,0508 m

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa:

Kapasitas pompa = $9,1497 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = 3,517 m

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 Hp

NPSH:

NPSH yang tersedia = 7,5087

NPSH yang diperlukan = 0,2253

UTILITAS

A. Kebutuhan Air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air Pendingin
2. Air Umpan Boiler
3. Air Proses
4. Air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
5. Air Hidran dan servis

Air diperoleh dari Kawasan industri JIPE. Kemudian diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan, didalam pabrik Asam Fosfat. Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan adalah :

Spesifikasi air yang dibeli dari Kawasan Industri JIPE adalah sebagai

Spesifikasi air yang dibeli dari Kawasan Industri JIPE adalah sebagai

- pH	=	6 - 9	
- Konduktivitas	=	100 - 400	μS
- TOC (<i>Total Organic Carbon</i>)	=	1000	ppm
- TDS	=	88,4278	mg/L
- Kontaminan seng	=	0,0033	mg/L
- Kontaminan tembaga	=	0,0006	mg/L
- Kekeruhan (Turbiditas)	=	2	NTU
- Kesadahan total	=	300	mg/L
- Silika	=	100	mg/L

Perhitungan Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Reaktor 1	(R-01)	=	10848,54	Kg/jam
Reaktor 2	(R-02)	=	5781,55	Kg/jam
Condensor 1	(CD-01)	=	7840,24	Kg/jam
Cooler 1	(CI-01)	=	49798,73	Kg/jam
Total			74269,06	Kg/jam

Spesifikasi air pendingin adalah sebagai berikut :

-	Kekeruhan (Turbiditas)	=	10	NTU	(max)
-	Konduktivitas	=	1000	μ S	(max)
-	pH	=	6 - 8		
-	TOC	=	1000	ppm	(max)
-	TDS	=	1000	mg/L	(max)
-	Silika	=	150	mg/L	(max)
-	CaCO ₃	=	300	mg/L	(max)
-	MgCO ₃	=	350	mg/L	(max)

(Parameter air pendingin, Setiadi 2007)

2. Air Umpan Boiler

Mixer	=	2674,44	Kg/jam
Evaporator	=	16644,46	Kg/jam
Heater	=	955,59	Kg/jam
Total	=	20274,49	Kg/jam

Spesifikasi air umpan boiler adalah sebagai berikut :

pH	=	9,8 - 10	
Kadar Silika	=	0,20	mg/L
Kesadahan total	=	0	mg/L
TDS	=	0,20	mg//L
Kadar O ₂	=	0,07	mg/L
Kadar PO ₄ n	=	15 - 20	mg/L (Nalcoh, Reference)

<http://smk3ea.wordpress.com/2008/07/08/air-dan-fungsinya-sebagai-umpan-boiler/>

3. Air Proses

Air umpan mixer	(M-01)	=	22954,08	Kg/jam
Air Pencuci RDVF	(RDVF)	=	7651,09	Kg/jam
Total		=	30605,17	Kg/jam

4. Air kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

a. Air untuk Kantor (air minum dan sanitasi)

Dari Tabel. 2.9 Sularso, hal. 21 diketahui :

Air untuk kantor (air minum dan sanitasi) sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang.

Dirancang untuk memenuhi : 200 orang.

$$\text{Densitas air suhu ruangan} = 995,65 \text{ Kg/m}^3 = 0,99565 \text{ Kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Air untuk Kantor} &= 120 \times \frac{\text{Liter}}{\text{Hari . Orang}} \times 200 \text{ Orang} \\ &= 24000 \text{ Liter/hari} \\ &= 1000 \text{ Liter/jam} \\ &= 995,650 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air untuk Perumahan (air minum dan sanitasi)

Dari Tabel. 2.9 Sularso, hal. 21 diketahui :

Air untuk perumahan (air minum dan sanitasi) sebanyak 160-250

liter/hari tiap orang. Perumahan disediakan sebanyak : 20 rumah

Tiap rumah dihuni oleh 5 Orang

$$\begin{aligned} \text{Air untuk Perumahan} &= 250 \times \frac{\text{Liter}}{\text{Hari . Orang}} \times 100 \text{ Orang} \\ &= 25000 \text{ Liter/hari} \\ &= 1041,6667 \text{ Liter/jam} \\ &= 1037,1354 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

5. Air hidran dan servis

Dari Sularso, hal 22 diketahui air hidrant sebanyak 130-260 liter/menit

Dirancang untuk dipakai selama : 6 jam

$$\begin{aligned} \text{Air Hidran} &= \frac{260 \text{ liter}}{\text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam} \\ &= 93600 \text{ liter} = 93192,8 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= \frac{93192,8 \text{ kg}}{720 \text{ jam}} \\ &= 129,435 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air servis

Laboratorium (10% dari Air Kantor)	=	99,5650	Kg/jam	
Bengkel (10% dari Air Kantor)	=	99,5650	Kg/jam	
Poliklinik (10% dari Air Kantor)	=	99,5650	Kg/jam	
Kantin dan Musholla (10% dari Air Kantor)	=	99,5650	Kg/jam	+
Total	=	398,26	Kg/jam	

Kebutuhan Air Total

Air Pendingin	=	74269,06	Kg/jam	
Air Umpan Boiler	=	20274,49	Kg/jam	
Air Proses	=	30605,17	Kg/jam	
Air kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga	=	2032,79	Kg/jam	
Air hidran dan servis	=	527,69	Kg/jam	+
Total	=	127709,20	Kg/jam	

6. Perhitungan Air yang hilang

a. Air yang hilang karna digunakan

Air Proses	30605,17	Kg/jam
Air kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga	2032,79	Kg/jam
Air hidran dan servis	527,6945	Kg/jam

b. Air pada *Cooling Tower*

Air make up Cooling Tower	2744,42	Kg/jam

c. Air pada Boiler

Air yang hilang oleh <i>Blowdown</i> Boiler	2252,7211	Kg/jam

Total Air Make Up

38162,788 Kg/jam

B.

Kebutuhan Listrik

- a. Kebutuhan listrik digunakan untuk menggerakkan alat proses dan utilitas sebagai berikut :

Lampiran Utilitas

Alat	Daya	
Pengaduk Reaktor (R-01)	20	Hp
Pengaduk Reaktor 2 (R-02)	20	Hp
Pengaduk Mixer (M-01)	20	Hp
Rotary Drum Vacum Filter (RDVF)	10	Hp
Pompa (P-01)	3	Hp
Pompa (P-02)	2	Hp
Pompa (P-03)	5	Hp
Pompa (P-04)	5	Hp
Pompa (P-05)	0,5	Hp
Pompa (P-06)	2	Hp
Pompa (P-07)	1,5	Hp
Pompa (P-08)	0,5	Hp
Pompa (P-09)	0,5	Hp
Screw Conveyor (SC-04)	2	Hp
Bucket Elevator (BE-01)	20	Hp
Belt Conveyor (BC-1)	1	Hp
Pompa Utilitas (PU-01)	7,5	Hp
Pompa Utilitas (PU-02)	3	Hp
Pompa Utilitas (PU-03)	5	Hp
Pompa Utilitas (PU-04)	0,5	Hp
Pompa Utilitas (PU-05)	0,5	Hp
Pompa Utilitas (PU-06)	5	Hp
Pompa Utilitas (PU-07)	3	Hp
Pompa Utilitas (PU-08)	10	Hp
Tangki Klorinasi (TU-01)	0,5	Hp
Tangki Asam Sulfat (TU-02)	0,5	Hp
Tangki NaOH (TU-03)	0,5	Hp
Tangki Hidrazin (TU-04)	1	Hp
Cooling Tower Fan (CT-01)	3	Hp
Kompresor Udara (KU-01)	5	Hp
Pompa Vacum	20	Hp
Total	178	Hp

Maka Daya Total untuk kebutuhan proses adalah 178 Hp atau setara dengan 132,735 kW

b. Kebutuhan listrik untuk Perkantoran

Dirancang : Perkantoran terdiri dari 2 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 10 ruangan. Setiap ruangan terdiri dari 3 AC (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 350 watt), 3 komputer (masing-masing komputer menggunakan listrik sebesar 250 watt), dan 6 lampu (masing-masing lampu sebesar 50 watt). Sehingga total listrik untuk perkantoran yaitu :

$$\text{Ac} = 2 \times 10 \text{ Ruangan} \times 5 \text{ AC} \times 350 \text{ watt} = 35000 \text{ watt}$$

$$\text{Komputer} = 2 \times 10 \text{ Ruangan} \times 5 \text{ Komputer} \times 250 \text{ watt} = 25000 \text{ watt}$$

$$\text{Lampu} = 2 \times 10 \text{ Ruangan} \times 10 \text{ Lampu} \times 50 \text{ Watt} = 10000 \text{ watt}$$

Total kebutuhan listrik untuk perkantoran :

Total

$$= \text{Listrik AC} + \text{Listrik Komputer} + \text{Listrik Lampu}$$

$$= 35000 + 25000 + 10000$$

$$= 70000 \text{ watt}$$

$$= 70 \text{ kW}$$

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan taman, parkir, gudang.

Dirancang : Untuk penerangan taman, parkir, gudang, dan lain-lain pada malam hari, digunakan 200 lampu dengan masing-masing lampu berdaya 80 watt. Sehingga :

$$200 \text{ Lampu} \times 80 \text{ watt} = 16000 \text{ watt}$$

$$= 16 \text{ kW}$$

e. Total kebutuhan listrik

Total

$$= (\text{Kebutuhan Listrik Proses}) + (\text{Kebutuhan Listrik Perkantoran}) +$$

$$(\text{Listrik untuk penerangan taman, parkir gudang, dan lain-lain})$$

$$= 132,735 + 70 + 16$$

$$= 218,735 \text{ kW}$$

$$\text{Dirancang dengan angka keamanan } 20\% = 262,48152 \text{ kW} = 270 \text{ kW}$$

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara), dipakai sebesar 270 kW dan apabila ada pemutusan listrik dari PLN maka digunakan Generator Listrik sebesar 270 kW sebagai cadangan listrik.

C.

Kebutuhan Udara Tekan

Kebutuhan Udara Tekan dipenuhi dengan menggunakan kompresor berdaya 5 Hp menghasilkan udara tekan bertekanan 4 atm dan dilengkapi dengan Tangki Silika, guna mengurangi kadar air yang terkandung dalam udara. Kegunaan udara tekan ini untuk menggerakkan alat instrumentasi dan pengendalian.

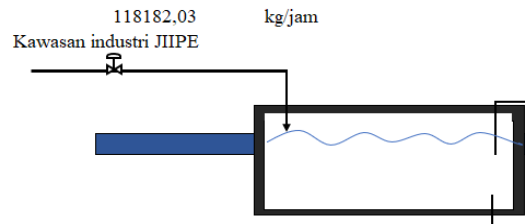
D.

Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk memenuhi kebutuhan di Boiler dan Generator pembangkit Listrik. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil sebanyak 12000 lt/tahun untuk generator dan 12942638,46 m³/jam Fuel Oil untuk boiler yang dipenuhi oleh PT. PERTAMINA (Persero)

BAK AIR BERSIH

BU-01



Tugas : Menampung air bersih

Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi = 30 °C = 303,15 K

Tekanan = 1 atm

Massa air = 127709,20 kg/jam

Kecepatan volume = 128,268 m³/jam

Densitas = 995,647 kg/m³

Waktu tinggal = 15 hari = 360 jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume air

2. Volume bak

3. Ukuran bak

1. Volume air

$V_l = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$V_l = \frac{127709,20 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \times 360 \text{ jam} \\ = 46176,317 \text{ m}^3$$

2. Volume bak air

Dirancang angka keamanan : 20%

$$V_b = 120\% \times 46176,3168 \text{ m}^3 = 55411,580 \text{ m}^3$$

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang :

1. Tinggi diambil 15 m.
2. Rasio panjang dengan lebar diambil $P=2L$

Dirancang ke dalaman bak, H = 15 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$= 2L \times L \times 15$$

$$= 30 L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left(\frac{V}{30} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{55411,58}{30} \right)^{1/2} \\ &= 42,977 \text{ m} \end{aligned}$$

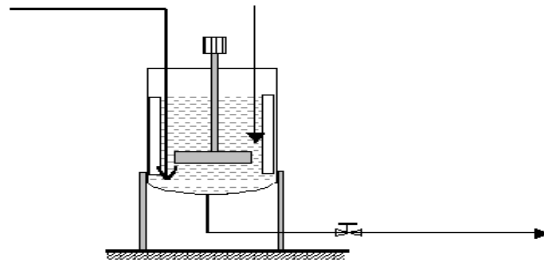
$$P = 42,977 \times 2 = 85,955 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air bersih dipilih berupa beton bertulang

TANGKI KLOORINASI

TU-01



Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data :

Suhu (T)	=	30	C =	303,15	K
Tekanan (P)	=	1	atm		
Rapat Massa Air	=	995,647	kg/m ³		
Rapat Massa Klorin	=	2,98	kg/m ³		
Rapat Massa Campuran	=	985,84	kg/m ³		
Waktu tinggal	=	3	jam		
Kecepatan massa air	=	2032,79	kg/jam		

1. Volume air dalam tangki

$$\begin{aligned}
 V1 &= \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{Rapat Massa}} \\
 &= \frac{2032,79 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 2,0417 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Cl₂

Kebutuhan = 2 ppm dalam umpan air

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 2041,7 \text{ liter/jam} \\
 &= 0,0041 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Massa air

Larutan Cl₂ dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned}\text{Massa Air} &= \frac{99\%}{5\%} \times 0,0041 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0809 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4. Kapasitas untuk waktu tinggal

$$\begin{aligned}W &= \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2,042 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 6,12502 \text{ m}^3\end{aligned}$$

5. Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}V_t &= 120\% \times 6,125018455 \text{ m}^3 \\ &= 7,350 \text{ m}^3\end{aligned}$$

6. Ukuran tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 7,30 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 1,67287 \text{ m} = 65,8611 \text{ in}$$

$$H = 3,34575 \text{ m} = 131,722 \text{ in}$$

Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and

Lampiran Utilitas

Young hal 342)

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 10%

Tekanan perancangan (P) : 110% x 14,7 psi

: 16,17 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

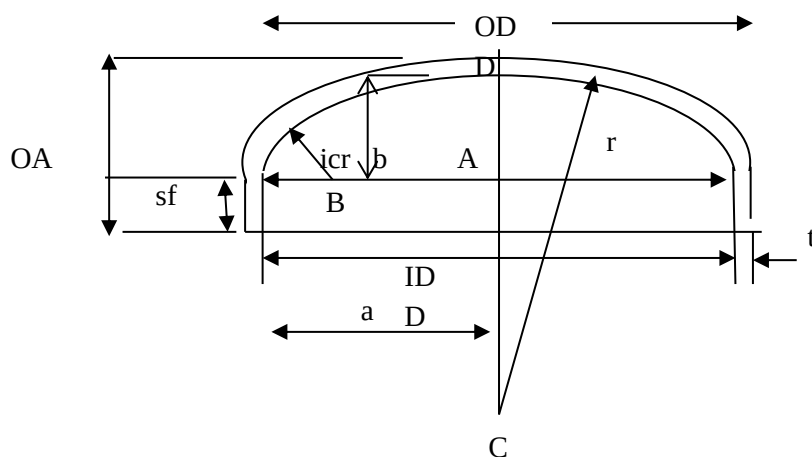
$$t_{\text{head}} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{16,17 \times 32,93057289}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,17767 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 1,67287 m = 65,8611 in

$$a : \frac{IDs}{2} = \frac{65,8611458}{2} = 32,9306 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959

Lampiran Utilitas

Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)

f = allowable stress	:	12650 psi	(appendix D, Brownell & Young)
E = efisiensi sambungan	:	0,8	(tabel 13.2 hal: 254, Brownell)
c = korosi	:	0,125 in	(Peters & Timmerhaus)
Faktor keamanan	:	10%	
Tekanan perancangan (P)	:	110% x 14,7 psi	
	:	16,17 psi	

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 16,17 \times 32,93057289}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,17157 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.t_h \\ &= 66,2361 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 66 in dengan

r = 66 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 4 in

$$\text{ID} = 65,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 32,8125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 32,8125 - 4 \\ &= 28,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 66 - 4 \\ &= 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 11,1015 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh

$$sf = 2 \text{ in (1,5 - 2 in)}$$

$$\text{Tinggi head} = t_h + b + sf$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned} &= 0,1875 + 11,1015 + 2 \\ &= 13,28905 \text{ in} \\ &= 0,3375419 \text{ m} \\ T_{\text{total}} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 3,3457462 + 1 \\ &= 4,0208299 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan pengaduk

Jenis : Marine Propeller dengan 3 blade

Data :

$$\begin{aligned} \text{a. Viskositas} &: 0,572 \text{ cP} = 0,00057 \text{ kg/m.s} \\ \text{b. Densitas campuran} &: 61,5434 \text{ lb/ft}^3 = 985,84 \text{ kg/m}^3 \\ \text{c. Putaran pengaduk (N)} &: 30 \text{ rpm} = 0,5 \text{ rps} \end{aligned}$$

Diameter *impeller* :

$$\begin{aligned} D_i &= 1/3. D_T && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 24 \text{ in} \\ &= 0,6096 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *blade* :

$$\begin{aligned} W_i &= 1/3 D_i && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 0,33 \times 1 \\ &= 0,2032 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$\begin{aligned} E &= 1/3 D_t \\ &= 0,33 \times 72 \\ &= 24 \text{ in} = 2 \text{ ft} \quad 0,6096 \text{ m} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{995,647 \times 0,5 \times 0,372}{0,00057} \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

$$= 323421,7939$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = Np \rho l N^3 Di^5$$

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

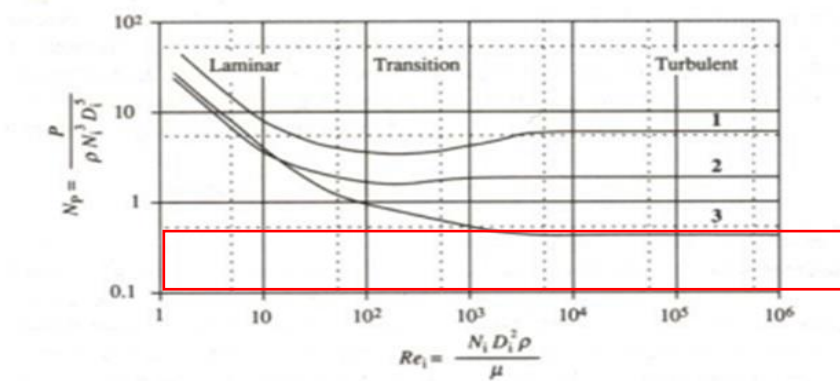
N = Kecepatan putar

Np = Bilangan daya

Po = Daya penggerak

ρl = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas,"*Cemical Process Equipment*", halaman 292.



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh $Np = 0,8$

$$\begin{aligned} Po &= 0,8 \times 61,543436 \times 0,125 \times 32 \\ &= 196,938995 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550} \end{aligned}$$

$$= 0,358 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott,hlm.111)

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{Po}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,358}{80\%} \\ &= 0,448 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar

Lampiran Utilitas

Diperoleh dari Ludwig, E.E.,” *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*”, GulfPublishing, Co. Houston ,Texas, (2001),edisi 3, halaman 628.

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 0,5 Hp

KESIMPULAN TANGKI KLOORINASI (TU-01)

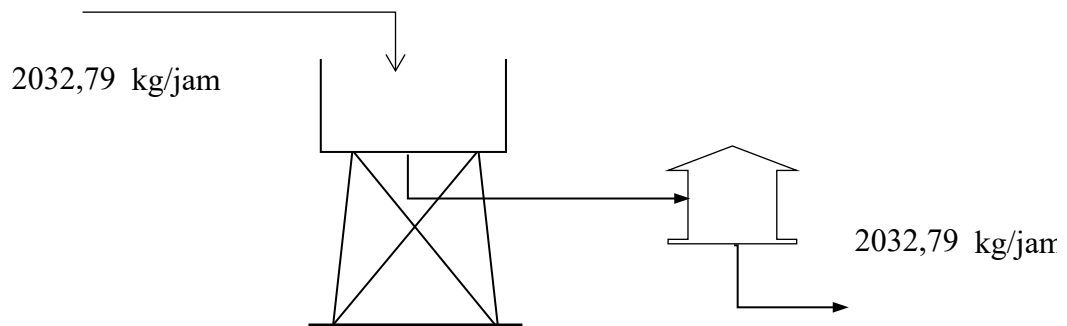
Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.

Tipe alat : Tangki silinder tegak vertikal

Diameter tangki	:	1,8288	m
Tinggi tangki	:	4,0208	m
Volume tangki	:	7,3500	m ³
Tebal shell	:	0,1875	in
Tebal head	:	0,1875	in
Bahan	:	Stainless steel SA-167.tipe : 316	
Jenis	:	Marine Propeller dengan 3 blade	
Diameter impeller	:	0,6096	m
Daya	:	0,5	Hp

Bak Air Sanitasi

BU-02



Tugas : Menampung air untuk Sanitasi

Jenis : Tangki blok persegi panjang

Data :

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Massa Air = 2032,79 kg/jam

Kecepatan volume = 2,042 m³/jam

Densitas = 995,65 kg/m³

Waktu tinggal = 12 jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V1 &= \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2,0417 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 24,500 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

Dirancang angka keamanan = 20 %

$$Vb = 120\% \times 24,50007382 \text{ m}^3 = 29,400 \text{ m}^3$$

Lampiran Utilitas

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang :

1. Tinggi diambil 2 m.
2. Rasio panjang dengan lebar diambil $P/L = 2$
3. Penempatan bak berada pada atap gedung lantai 2 dengan ketinggian 10 m

Dirancang ke dalaman bak, H = 2 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$= 2L \times L \times 2$$

$$= 4 L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left(\frac{V}{4} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{29,40}{4} \right)^{1/2} \\ &= 2,711 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P = 2 \times L$$

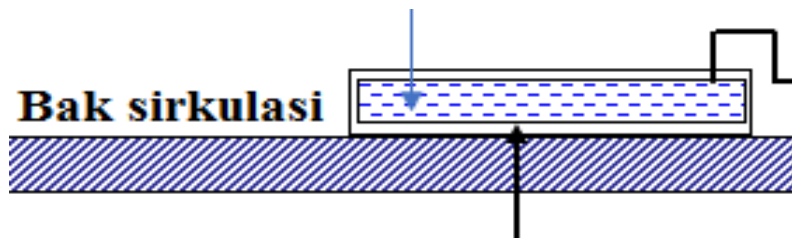
$$= 5,422 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air bersih dipilih berupa beton bertulang

BAK AIR SIRKULASI

BU-03



Tugas : Menampung air hasil sirkulasi pendingin pada cooler, condensor, dan reaktor.

Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi = 48,22 °C = 321,37 K

Tekanan = 1 atm

Massa air = 74269,06 kg/jam

Kecepatan volume = 74,594 m³/jam

Densitas = 995,647 kg/m³

Waktu tinggal = 12 jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume air

2. Volume bak

3. Ukuran bak

1. Volume air

$V_l = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$V_l = \frac{74269 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \times 6 \text{ jam} = 447,563 \text{ m}^3$$

2. Volume bak air

Dirancang angka keamanan : 20%

$$V_b = 120\% \times 447,5626 \text{ m}^3 = 537,075 \text{ m}^3$$

3. Ukuran Bak Penampung

Lampiran Utilitas

Dirancang :

1. Tinggi diambil 15 m.
2. Rasio panjang dengan lebar diambil $P=2L$

$$\text{Dirancang ke dalaman bak, H} = 15 \text{ m}$$

$$\text{Rasio panjang : lebar} = 2 : 1$$

$$V = P \times L \times T$$

$$= 2L \times L \times 15$$

$$= 30 L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left(\frac{V}{30} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{537,08}{30} \right)^{1/2} \\ &= 4,231 \text{ m} \end{aligned}$$

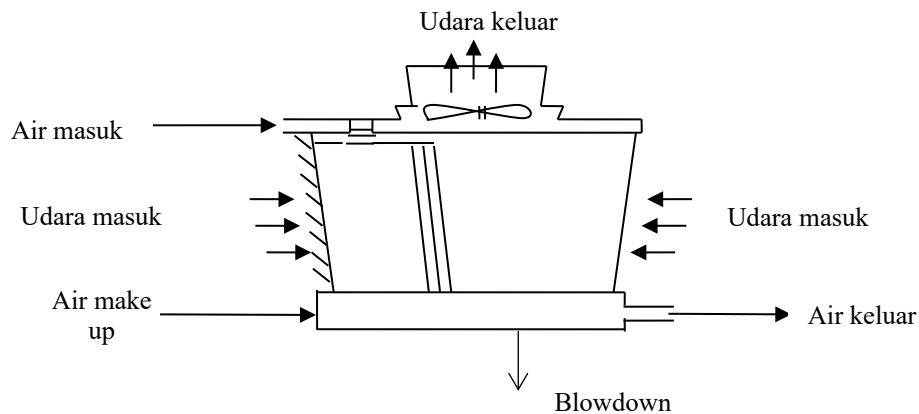
$$P = 4,231 \text{ m} \times 2 = 8,462 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air bersih dipilih berupa beton bertulang

Cooling Tower

CT-01



Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Induced draft fan*

Data Operasi :

Kecepatan Air Masuk (L1)	=	74269,06	kg/jam
Suhu air masuk (T1)	=	50	$^{\circ}\text{C} = 122$ $^{\circ}\text{F}$
Tekanan	=	1	atm
Suhu air keluar (T2)	=	30	$^{\circ}\text{C} = 86$ $^{\circ}\text{F}$
Kapasitas panas air (Cpa)	=	4,1750	kJ/kg.K
ρ air	=	995,65	kg/m ³

Data udara lingkungan:

Suhu udara lingkungan, Tgin	=	32	C = 305,15 K
Kelembaban relatif, RH	=	60%	
Kapasitas panas udara	=	1,008	kJ/kg.K
Kapasitas panas uap air	=	4,191	kJ/kg.K
Entalpi penguapan, hvap	=	2,36	kJ/kg

(Treybal, R, E., 1981, "Mass Transfer Operations", Ed III, Mc Graw Hill New York)

Langkah perhitungan :

1. Menentukan kadar uap air dalam udara
2. Menentukan kebutuhan udara
3. Ukuran Menara pendingin
4. Daya penggerak fan

1. menentukan kadar uap air dalam udara

Diperoleh dari Figure 7.5 (a) psychrometric chart for air-water vapor

(R.E.Treyball., "Mass Transfer Operations", ed 3, McGraw-Hill, New york, 1981)

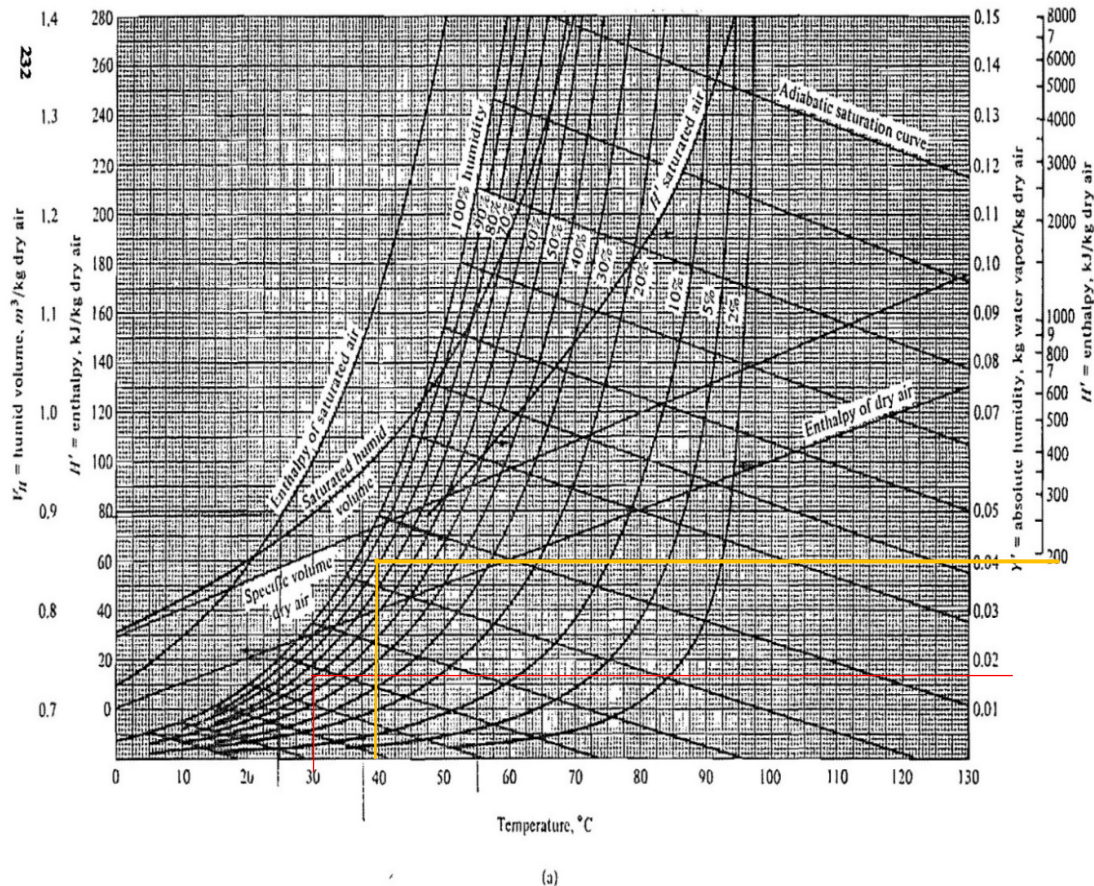


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Untuk suhu = 305,15 K
 Kelembaban relatif = 60%
 Diperoleh, Y_1 = 0,017 kg/kg udara kering

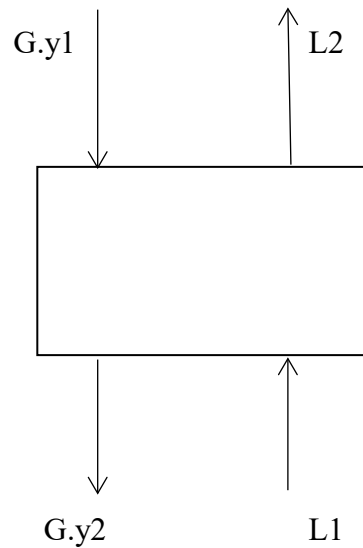
2. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas dirancang :

Suhu udara maksimum = 38 °C = 311,15 K
 Kelembaban relatif = 60%
 Rasio uap air/massa udara = 0,0405 kg/kg udara kering

(dari humidity chart)

Neraca Massa :



$$L1 + G \cdot y1 - L2 - G \cdot y2 = 0$$

$$G \cdot (y2 - y1) + L2 = L1$$

Neraca panas :

$$Q_{G1} + Q_{L1} - Q_{G2} - Q_{L2} = 0$$

Data dari Tabel 7-1, Treyball R.E, "Mass Transfer Operation", 3th Edition, hal.234

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1,870 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,008 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O(l)} = 4,191 \text{ kJ/kg.K}$$

a. panas yang dibawa udara masuk (Q G1)

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T_{G1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311 \text{ K}$$

$$y1 = 0,017 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} G \cdot C_p \text{ udara} \cdot (T_{G1} - T_{ref}) &= G \times 1,008 \times 5 \\ &= 5,04 \text{ G} \end{aligned}$$

$$G \cdot C_p \text{ H}_2\text{O gas} \cdot (T_{G2} - T_{ref}) = G \times 1,870 \times 13$$

Lampiran Utilitas

$$= 24,31 \text{ G}$$

$$\begin{aligned} G \cdot \lambda \cdot y1 &= G \times 2502,3 \times 0,017 \\ &= 42,5391 \text{ G} \\ Q_{G1} &= 5,04 \text{ G} + 24,31 \text{ G} + 42,5391 \text{ G} \\ &= 71,8891 \text{ G} \end{aligned}$$

b. Panas yang dibawa udara keluar (Q G2)

$$\begin{aligned} T_{ref} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K} \\ T_{G2} &= 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311 \text{ K} \\ y2 &= 0,0405 \text{ kg air/kg udara} \\ \lambda &= 2502,3 \text{ kJ/kg} \\ G (Cp \text{ udara} + Cp \text{ H}_2\text{O gas}) (T_{G2} - T_{ref}) &= G \times 2,878 \times 13,00 \\ &= 37,414 \text{ G} \\ G \cdot \lambda \cdot y2 &= G \times 2502,3 \times 0,041 \\ &= 101,3432 \text{ G} \\ Q_{G2} &= 37,414 \text{ G} + 101,3432 \text{ G} \\ &= 138,7572 \text{ G} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q L1)

$$\begin{aligned} T_{L1} &= 50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ L1 &= 74269,06 \text{ kg/jam} \\ Q_{L1} &= L1 \cdot Cp \text{ H}_2\text{O liquid} \cdot (T_{L1} - T_{ref}) \\ &= 74269,06 \times 4,175 \times 25 \\ &= 7751808,0189 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar

$$\begin{aligned} T_{L2} &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ T_{ref} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ Q_{L2} &= L2 \cdot Cp \text{ H}_2\text{O liquid} \cdot (T_{L2} - T_{ref}) \\ &= L2 \times 4,175 \times 5 \\ &= 20,87 \text{ L2 kJ/jam} \end{aligned}$$

e. Neraca panas di cooling tower

$$(Q2-Q1) G + Q_{out.L2} = Q_{lin}$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{array}{rclclcl}
 138,757 & - & 71,889 & G & + & 20,87 & L2 & = & 7751808,02 \\
 66,8681 & G & + & 20,87 & L2 & = & 7751808,02 & \dots\dots\dots(1)
 \end{array}$$

$$G(y_2 - y_1) + L_2 = L_1$$

$$\begin{array}{rclclcl}
 G & 0,0235 & = & 74269,0580 & - & L2 \\
 0,0235 & G & + & L2 & = & 74269,0580 & \dots\dots\dots(2)
 \end{array}$$

$$\begin{array}{rclclcl}
 66,8681 & G & + & 20,87 & L2 & = & 7751808,02 & \times & 1 \\
 0,0235 & G & + & & L2 & = & 74269,0580 & \times & 20,87
 \end{array}$$

$$\begin{array}{rclclcl}
 66,8681 & G & + & 20,87 & L2 & = & 7751808,02 \\
 0,490560924 & G & + & 20,87 & L2 & = & 1550361,6038 \\
 \hline
 66,3775 & G & & & & = & 6201446,42
 \end{array}$$

$$G = 93426,95094 \text{ kg/jam}$$

$$L_2 = 72073,52465 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{array}{rclcl}
 \text{Air yang menguap} & = & L_1 - L_2 \\
 & = & 74269,06 & - & 72073,52 \\
 & = & 2195,533 & \text{ kg/jam}
 \end{array}$$

$$\text{Jumlah air yang disirkulasi} = L_1 = 74269,06 \text{ kg/jam}$$

3. Kebutuhan Air Make Up

a. Evaporated Loss

$$\begin{array}{rcl}
 W_e & = & \text{massa air menguap} \\
 & = & 2195,533 \text{ kg/jam} \\
 & = & 2195,533
 \end{array}$$

b. Drift Loss

Untuk mechanical induce draft cooling tower diambil

$$\begin{array}{rcl}
 \text{drift loss} & = & 0,02\% \\
 W_d & = & 0,02\% \times W_c
 \end{array}$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}
 &= 0,02\% \times 74269,058 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,854 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan air Blowdown

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$\begin{aligned}
 W_b &= \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c}) \\
 &= \frac{2195,53 \text{ kg/jam} - (5 - 1) \times 14,8538 \text{ kg/jam}}{5 - 1} \\
 &= 534,030 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

d. Kebutuhan Air Make Up

$$\begin{aligned}
 W_m &= W_e + W_d + W_b \\
 &= 2195,53 + 14,854 + 534,03 \\
 &= 2744,417 \text{ kg/jam} \\
 &= 2744,417
 \end{aligned}$$

4. Ukuran Cooling Tower

a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition 12-19)

$$\begin{aligned}
 \text{Flux volume} &= 3,00 \text{ gallon /menit.ft}^2 = 7,3335 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ jam} \\
 \text{Kecepatan volume air dalam Cooling Tower} &= 74269,06 \text{ kg/jam} \\
 &= 74,59 \text{ m}^3 / \text{jam} \\
 &= 328,43 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

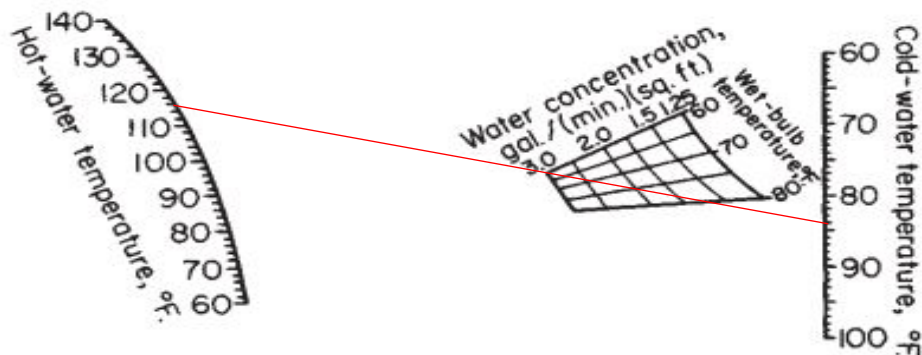


FIG. 12-14 Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (*Ecodyne Corp.*)

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang} &= \frac{74,594 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,3335 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}} \\ &= 10,1717 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dirancang diameter (D)

$$\begin{aligned}D &= \left[4 \times 60.564 / \pi \right]^{1/2} \\ &= 3,60 \text{ m}\end{aligned}$$

Dari Perry ed 7 hal 12-16, diperoleh tinggi *cooling tower* adalah berkisar

4,6 – 6,1 m.

Dipilih tinggi = 4,6 m

b. Bahan isian

Bahan isian dipakai plastic raching ring 1 in dengan Kxa (Karakteristik bahan isian)
= 635 (kern, hal. 600)

Menghitung *Number of Diffusion Unit* (nd)

$$nd = \frac{K_a \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H}$$

Dimana :

H' = enthalpy udara jenuh pada suhu cair (tabel 17,2 kern)

H = enthalpy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = 0,79$$

H₁ = enthalpy udara jenuh pada suhu
wet bulb (86 F)

H₁ = 40 BTU/lb udara

H₂ = 63,0533 BTU/lb udara

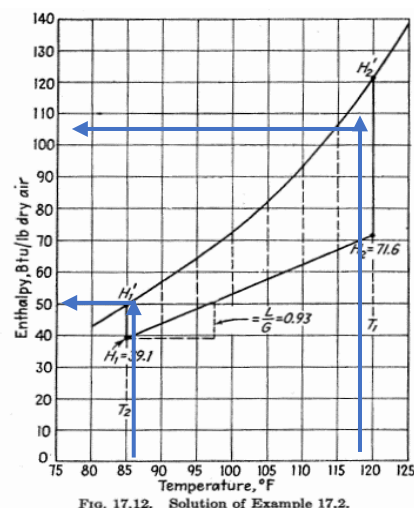


FIG. 17.12. Solution of Example 17.2.

Persamaan diatas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan *Log Mean Enthalpy*

Difference sebagai berikut

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln\left(\frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1}\right)}$$

Dari fig 17-12 kern, Hal.603, Didapat :

H'1 = 50 Btu/lb udara kering

H'2 = 105 Btu/lb udara kering

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(105 - 68.75) - (50 - 40)}{\ln\left(\frac{105 - 68.75}{50 - 40}\right)} = 22,28$$

Sehingga :

$$nd = \frac{Ka.V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H} = 1,30156$$

Liquid loading (L) = 3000 lb/jam ft² (kern hal 600)

Menghitung tinggi bahan isian:

$$\begin{aligned} Z &= \frac{nd.L}{Kxa} = \frac{1.423 \times 3000 \frac{lb}{jam ft^2}}{635 \frac{lb}{jam ft^3}} \\ &= 6,15 \quad ft \\ &= 1,87 \quad m \end{aligned}$$

c. Basin

Cooling tower (CT) dilengkapi dengan tanki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada CT yang akan diumpankan ke cooler

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi sama sisi

Waktu tinggal = 5 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= \frac{451237.66 \text{ kg/jam}}{1015.63 \text{ kg/m}^3} \\ &= 74,59 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Vol yang harus ditampung} &= 74,59 \text{ m}^3 \times 5 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 6,22 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

Over design 20%

$$\text{Volume bak} = 7,46 \text{ m}^3$$

Dimensi bak :

$$P = L$$

$$T = 0,2 P$$

$$V_{\text{basin}} = P \times L \times T$$

$$7,46 = L \times L \times 0,2 L$$

$$L = 3,341 \text{ m}$$

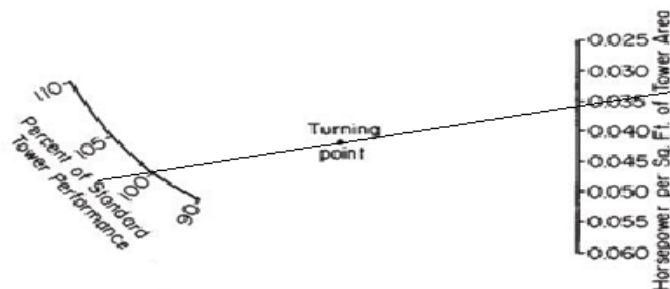
$$P = 3,341 \text{ m}$$

$$T = 2,673 \text{ m}$$

5. Daya Penggerak Fan

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan fig. 12-15 Perry, R.H. hal 12-17 pada 100% performance.

$$W = 0,035 \text{ Hp/ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Power} &= 109,5 \text{ ft}^2 \times 0,035 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 3,8 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih motor standar} = 3 \text{ Hp}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

KESIMPULAN COOLING TOWER (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Luas penampang = 10,17171 m²

Kebutuhan air make up = 2744,417 kg/jam

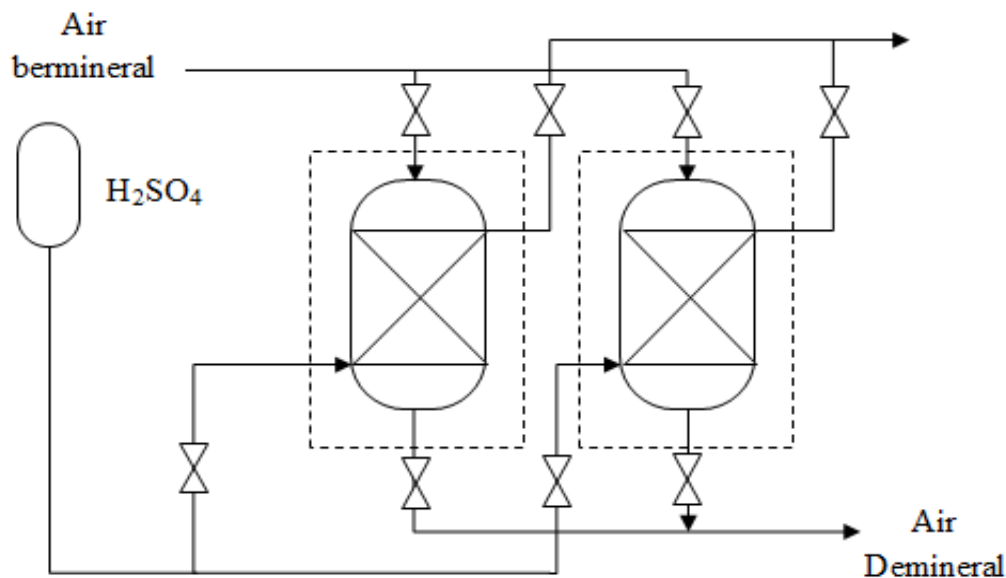
Ukuran Cooling tower

Diameter	=	3,60	m
Tinggi	=	4,6	m
Daya penggerak fan	=	0,035	Hp/ft ²
Motor standar	=	3	Hp
Jumlah	=	1	unit

Ukuran Bak Basin

Panjang	=	3,341	m
Lebar	=	3,341	m
Tinggi	=	2,673	m

KATION EXCHANGER (KE)



Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na^+ , Ca^{2+} , Ba)

Tipe alat : Tangki silinder tegak vertikal

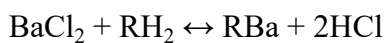
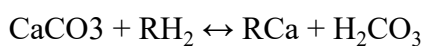
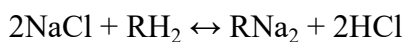
Data :

Laju alir massa : 33083,16 kg/jam

Rapat massa : 995,647 kg/m³

Resin : C-300 dengan notasi RH_2 (Powell, tabel – 5 hal.171)

Reaksi yang terjadi :



Kemampuan RH_2 menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 7 kgrain/ft³

(Powell, S.T.,1954, “*Water Conditioning for Industry*”, hal 187)

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 70 ppm

Efektifitas kerja resin = 95%

Konsentrasi ion terikat = 66,5 ppm

Lampiran Utilitas

Dirancang : waktu regenerasi setelah 72 jam

Resin akan jenuh setelah bekerja = 72 jam

Menentukan Volume Resin :

$$\begin{aligned}\text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 66,5 \times \frac{1}{1000000} \times 33083,16 \times 72 \\ &= 158,402 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kemampuan resin} &= 77 \frac{\text{kgrain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{15,4324 \text{ kgrain}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048} \right)^3 \\ &= 16,0184201 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{rain}}\end{aligned}$$

Diperoleh volume resin sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Volume resin} &= \frac{158,402}{16,018} \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ m}^3 \text{rain} \\ &= 9,889 \text{ m}^3 \text{rain}\end{aligned}$$

Menghitung Ukuran Tangki KE-01 :

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 3 sampai 5 gallon/ft².menit

(Powell, S.T.,1954, "*Water Conditioning for Industry*", hal. 157)

Dirancang : fluks = 3 gallon/ft².menit

$$\begin{aligned}\text{Fluks} &= 3 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{0,003785 \text{ m}^3}{\text{gallon}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 7,33345 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah :

$$\begin{aligned}\text{Fv} &= \frac{33083,2 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \\ &= 33,2278 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Luas penampang tangki kation :

$$\begin{aligned}A &= \frac{\text{Fv}}{\text{fluks}} = \frac{33,227804 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,3334522 \text{ m}^3/\text{jam}} = 4,53099 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

Sehingga diameter tangki kation dapat dihitung :

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,4431 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 2,40249 \text{ m} = 94,586258 \text{ in}$$

Dari tabel 7 (Powell, S.T.,1954, “*Water Conditioning for Industry*”, hal. 184)

diambil diameter standar kation sebesar = 54 in = 1,3716 m

Sehingga diperoleh tinggi resin :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi resin} &= \frac{4 \times \text{volume resin}}{\pi D^2} \\ &= \frac{4 \times 9,889}{3,14 \times 1,8812866} \\ &= 6,696022 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi tangki :

Dirancang tinggi resin yang menempati 80% dari tinggi tangki.

(Powell, S.T., “*Water Conditioning for Industry*”, hal 186)

$$H_t = 8,370 \text{ m}$$

Volume tangki :

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 \left(\frac{\pi}{4} \right) \times D^2 \times \left(\frac{D}{6} \right)$$

$$\begin{aligned} V_t &= 49,4438 + 16,2047 \\ &= 13,0361 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

$$D = 1,3716 \text{ m} = 54 \text{ in} = 4,5 \text{ ft}$$

$$H = 8,370 \text{ m} = 329,528647 \text{ in} = 27,4607 \text{ ft}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 309 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

$$f = \text{allowable stress} : 18750 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} : 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} : 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} : 20\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} : 120\% \times 14,7 \text{ psi}$$

$$: 17,64 \text{ psi}$$

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$shell = \frac{17,64 \times 27}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

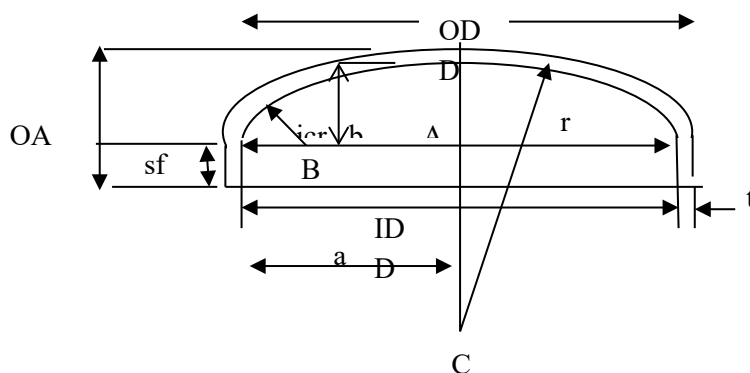
$$t_{shell} = 0,15677 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang

digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

$$IDs : \text{diameter dalam shell} = 1,3716 \text{ m} = 54 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

$$a : \frac{Ids}{2} = \frac{54}{2} = 27 \text{ in}$$

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 27}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,1531 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$OD = D + 2 \cdot th$$

$$= 54,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 60 in dengan

r = 60 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 3 5/8 in

$$ID = 37,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 18,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 18,8125 - 3,6$$

$$= 15,1875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 36 - 3,6$$

$$= 32,375 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 7,40838 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh

$$sf = 2 \text{ in (1,5 - 2 in)}$$

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

Lampiran Utilitas

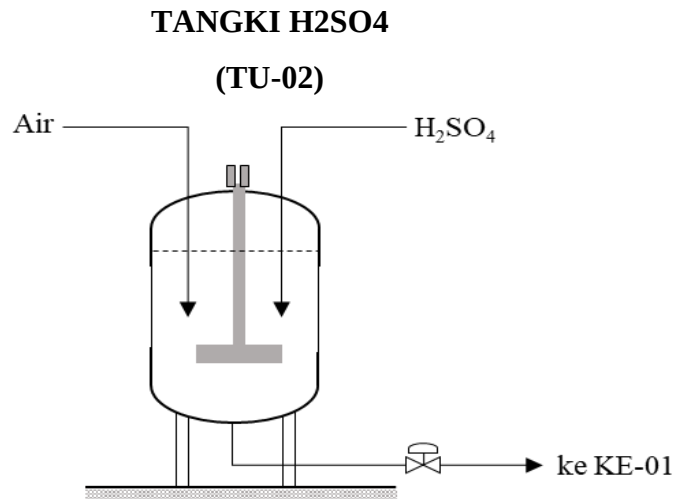
$$\begin{aligned} &= 0,1875 + 7,408385 + 2 \\ &= 9,595885 \text{ in} \\ &= 0,243735 \text{ m} \\ T_{\text{total}} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 8,370 + 0,487 \\ &= 8,857499 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN KATION EXCHANGER (KE)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na^+ , Ca^{2+} , Ba)

Tipe alat : Tangki silinder tegak vertikal

Diameter tangki : 0,9652 m
Tinggi tangki : 8,85749858 m
Volume tangki : 13,0361376 m³
Tinggi resin : 6,69602211 m
Volume resin : 9,889 m³
Waktu regenerasi : 72 jam
Tebal shell : 0,1875 in
Tebal head : 0,1875 in
Bahan : *Stainless steel* SA-167.tipe : 316
Jumlah : 2 unit



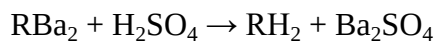
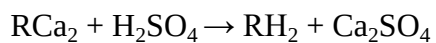
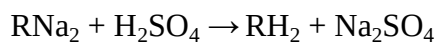
Tugas : Melarutkan larutan H₂SO₄ 98% menjadi 2 % untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki silinder vertikal

Data :

Suhu (T)	=	30	°C	=	303	K
Tekanan (P)	=	1	atm			
Densitas Air	=	995,647	kg/m ³			
Densitas H ₂ SO ₄ 2%	=	1840	kg/m ³			
Densitas Campuran	=	1012,5341	kg/m ³			
Waktu regenerasi	=	5	jam			

Reaksi :



Kebutuhan H₂SO₄

Kesadahan terikat resin	=	0,145	kg/jam		
Asam Sulfat yang diperlukan	=	0,145	kg/jam		
Waktu penyimpanan	=	168	jam		
Massa asam sulfat	=	24,36	kg		0

Larutan H₂SO₄ dibuat dengan kadar 2%

Lampiran Utilitas

$$\text{Massa air} = 98/2 \times 24,36 \text{ kg} = 1193,64 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{Massa asam sulfat} + \text{massa air}}{\text{densitas asam sulfat}} \\ &= \frac{24,36 + 1193,64}{1012,53406} \\ &= 1,203 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (*over design*) 20%

$$V_t = 1,44351 \text{ m}^3$$

Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1 : 2

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{\pi}{2}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 0,92369 \text{ m} = 36,366 \text{ in}$$

$$H = 2D = 1,847 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$\text{shell} = \frac{17,64 \times 18,2}{+ 0,125}$$

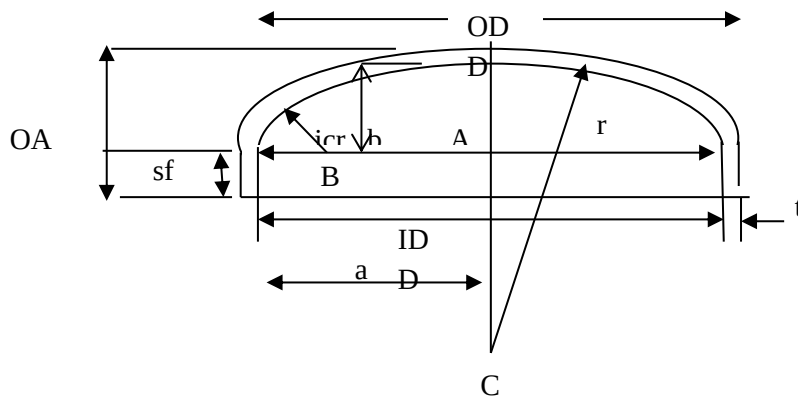
Lampiran Utilitas

$$t_{shell} = \frac{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64}{0,1464} \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 0,92369 m = 36,3656 in

$$a : \frac{IDs}{2} = \frac{36,365573}{2} = 18,1828 \text{ in}$$

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{head} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$head = \frac{0,885 \times 17,64 \times 18,18278645}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$thead = 0,14393 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned}\text{OD} &= D + 2.t_h \\ &= 36,7406 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 36 in dengan $r = 36$ in dengan tebal head 3/16 in diperoleh $icr = 2,5$ in

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 35,625 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 17,8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - icr \\ &= 17,8125 - 2,5 \\ &= 15,3125 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BC} &= r - icr \\ &= 48 - 2,5 \\ &= 45,5 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 5,15403 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh $sf = 2$ in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head} &= t_h + b + sf \\ &= 0,1875 + 5,154028 + 2 \\ &= 7,341528 \text{ in} \\ &= 0,186475 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_{\text{total}} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 1,847 + 0,373 \\ &= 2,220321 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan pengaduk

Jenis : *flat turbine* dengan 6 blade

Data :

$$\begin{aligned}\text{a. Viskositas} &: 0,572 \text{ cP} = 0,00057 \text{ kg/m.s} \\ \text{b. Densitas campuran} &: 63,20991 \text{ lb/ft}^3 = 1012,53 \text{ kg/m}^3 \\ \text{c. Putaran pengaduk (N)} &: 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}\end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

Diameter *impeller* :

$$D_i = 1/3 \cdot D_T \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 12,6667 \text{ in}$$

$$= 0,32173 \text{ m}$$

Lebar *blade* :

$$W_i = 1/3 D_i \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 0,33 \times 0,32$$

$$= 0,10724 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$E = 1/3 D_t$$

$$= 0,33 \times 38$$

$$= 12,6667 \text{ in} = 1,05555556 \text{ ft} \quad 0,32173 \text{ m}$$

Bilangan Reynold :

$$R_e = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

$$= \frac{1012,53 \times 1 \times 0,104}{0,00057}$$

$$= 183233,859$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

Dengan hubungan :

D_i = Diameter pengaduk

N = Kecepatan putar

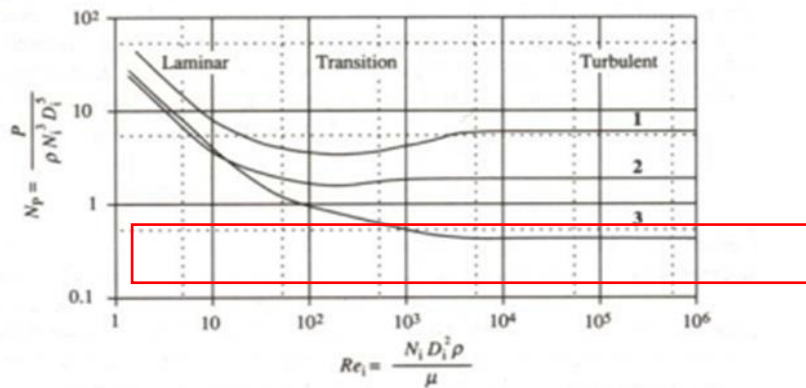
N_p = Bilangan daya

P_o = Daya penggerak

ρl = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas,"*Cemical Process Equipment*", halaman 292.

Lampiran Utilitas



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$P_o = 0,8 \times 63,20991 \times 1 \times 1,31$$

$$= 66,2644533 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550}$$

$$= 0,120 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott, hlm.111)

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,120}{80\%}$$

$$= 0,151 \text{ Hp}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, (2001), edisi 3, halaman 628.

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

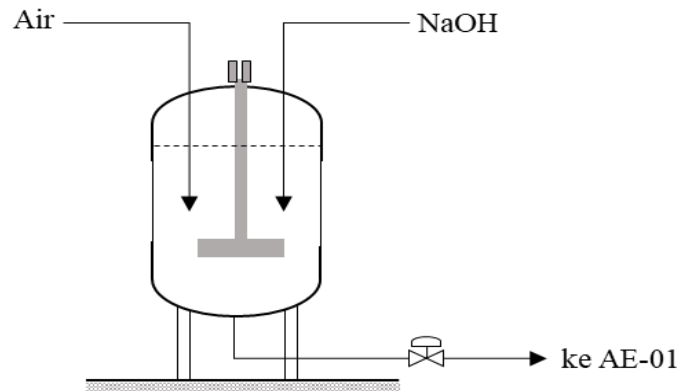
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 0,5 Hp

KESIMPULAN TANGKI ASAM SULFAT

Tugas	: Melarutkan larutan H_2SO_4 2% untuk regenerasi <i>kation exchanger</i>
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Diameter	: 1,2192 m
Tinggi	: 2,2203 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tebal <i>head</i>	: 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 tipe 316
Jumlah	: 1 unit
Pengaduk	: <i>flat turbine</i> dengan 6 <i>blade</i>
Baffle	: 4 buah
Tenaga motor	: 0,5 Hp

TANGKI NaOH (TU-03)



Tugas : Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki silinder vertikal

Data :

Suhu (T) = 30 °C = 303 K

Tekanan (P) = 1 atm

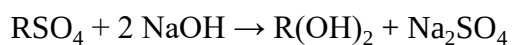
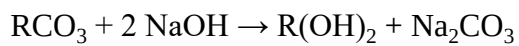
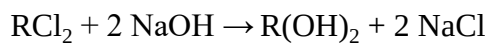
Densitas Air = 995,647 kg/m³

Densitas NaOH = 2100 kg/m³

Densitas NaOH 5% = 1050,8647 kg/m³

Waktu regenerasi = 5 jam

Reaksi :



Kebutuhan NaOH

Kesadahan terikat resin = 0,145 kg/jam

NaOH yang diperlukan = 0,145 kg/jam

Waktu penyimpanan = 168 jam

Massa NaOH = 24,36 kg

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

Massa air = $95/5 \times 24,36 \text{ kg}$ = 477,456 kg

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= \frac{\text{Massa NaOH} + \text{massa air}}{\text{Densitas NaOH}} \\
 &= \frac{24,36 + 477,456}{1050,86465} \\
 &= 0,478 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (*over design*) 20%

$$V_t = 0,57303 \text{ m}^3$$

Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1 : 2

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{\pi}{2}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 0,67886 \text{ m} = 26,727 \text{ in}$$

$$H = 2D = 1,3577 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 309 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi
: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{head} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$\begin{aligned}
 \text{head} &= \frac{17,64 \times 13,4}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125
 \end{aligned}$$

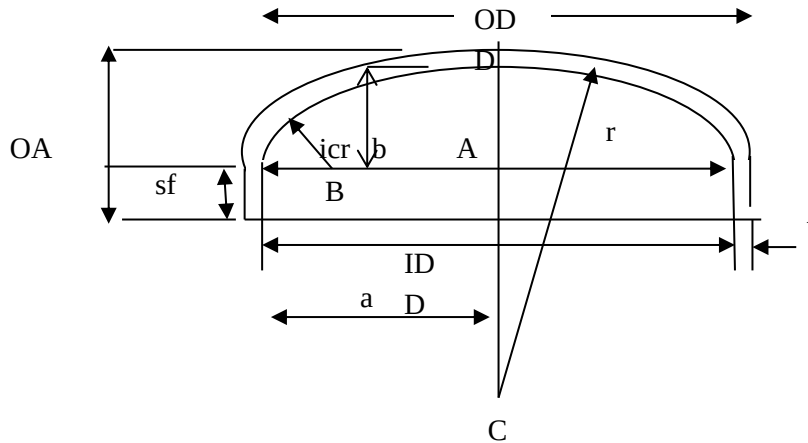
Lampiran Utilitas

thead = 0,14073 in

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 0,67886 m = 26,7266 in

a : $\frac{IDs}{2} = \frac{26,727}{2} = 13,3633$ in

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 13,4}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

thead = 0,13891 in

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Lampiran Utilitas

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned}\text{OD} &= D + 2.\text{th} \\ &= 27,1016 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 28 in dengan $r = 28 \text{ in}$ dengan tebal head $3/16 \text{ in}$ diperoleh $\text{icr} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 27,625 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 13,8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 13,8125 - 1,25 \\ &= 12,5625 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 34 - 1,25 \\ &= 32,75 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 3,75523 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head $3/16 \text{ in}$ diperoleh $\text{sf} = 2 \text{ in}$ ($1,5 - 2 \text{ in}$)

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= 0,1875 + 3,75523 + 2 \\ &= 5,94273 \text{ in} \\ &= 0,150945 \text{ m} \\ \text{Ttotal} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 1,358 + 0,302 \\ &= 1,659602 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan pengaduk

Jenis : *flat turbine* dengan 6 blade

Data :

$$\begin{aligned}\text{a. Viskositas} &: 0,572 \text{ cP} = 0,00057 \text{ kg/m.s} \\ \text{b. Densitas campuran} &: 65,60279 \text{ lb/ft}^3 = 1050,86 \text{ kg/m}^3 \\ \text{c. Putaran pengaduk (N)} &: 100 \text{ rpm} = 1,67 \text{ rps}\end{aligned}$$

Diameter *impeller* :

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned} D_i &= 1/3 \cdot D_T && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 9,33333 \text{ in} \\ &= 0,23707 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *blade* :

$$\begin{aligned} W_i &= 1/3 D_i && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 0,33 \times 0,24 \\ &= 0,07902 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$\begin{aligned} E &= 1/3 D_t \\ &= 0,33 \times 28 \\ &= 9,33333 \text{ in} = 0,77777778 \text{ ft} \quad 0,23707 \text{ m} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{1050,86 \times 1,6666667 \times 0,056}{0,00057} \\ &= 172083,999 \end{aligned}$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

Dengan hubungan :

D_i = Diameter pengaduk

N = Kecepatan putar

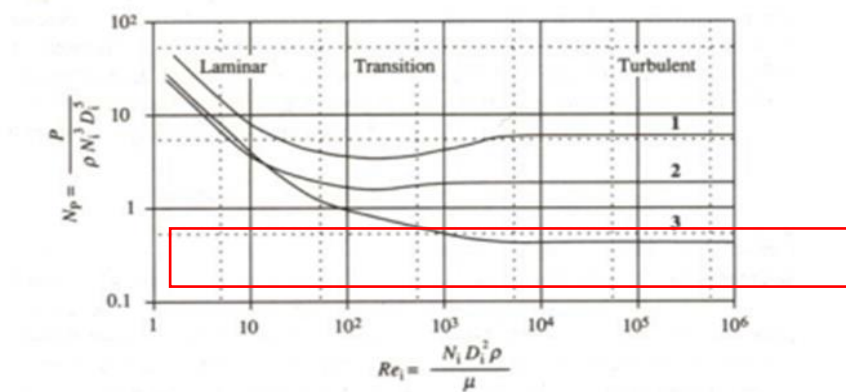
N_p = Bilangan daya

P_o = Daya penggerak

ρ_l = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas,"*Cemical Process Equipment*", halaman 292.

Lampiran Utilitas



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$P_o = 0,8 \times 65,60279 \times 4,62963 \times 0,28463$$

$$= 69,157006 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550}$$

$$= 0,126 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott, hlm.111)

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,126}{80\%}$$

$$= 0,157 \text{ Hp}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, (2001), edisi 3, halaman 628.

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

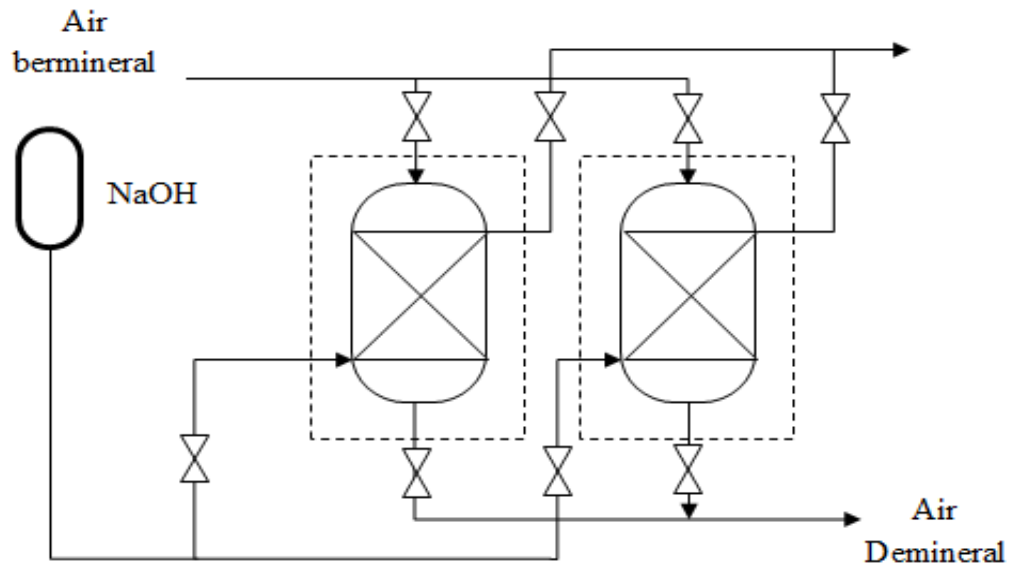
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 0,5 Hp

KESIMPULAN TANGKI NaOH

Tugas	: Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi <i>anion exchanger</i>
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Diameter	: 0,8636 m
Tinggi	: 1,6596022 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tebal <i>head</i>	: 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 tipe 309
Jumlah	: 1 unit
Pengaduk	: <i>flat turbine</i> dengan 6 <i>blade</i>
Baffle	: 4 buah
Tenaga motor	: 0,5 Hp

ANION EXCHANGER (AE)



Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam bak air bersih dengan mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-).

Tipe alat : Tangki silinder tegak vertikal

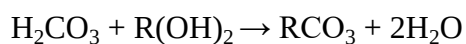
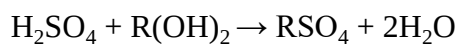
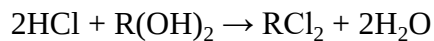
Data :

Laju alir massa : 33083,16 kg/jam

Rapat massa : 995,647 kg/m³

Resin : C-500P dengan notasi $\text{R}(\text{OH})_2$ (Powell, tabel – 5 hal.171)

Reaksi yang terjadi :



Kemampuan $\text{R}(\text{OH})_2$ menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 7 kgrain/ft³

(Powell, S.T.,1954, "*Water Conditioning for Industry*", hal 187)

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 70 ppm

Efektifitas kerja resin = 95%

Konsentrasi ion terikat = 66,5 ppm

Dirancang : waktu regenerasi setelah 72 jam

Lampiran Utilitas

Resin akan jenuh setelah bekerja = 72 jam

Menentukan Volume Resin :

$$\begin{aligned}\text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 66,5 \times \frac{1}{1000000} \times 33083,16 \times 72 \\ &= 158,402 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kemampuan resin} &= 7 \frac{\text{kg grain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{15,4324 \text{ kg grain}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048} \right)^3 \\ &= 16,0184201 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{rain}}\end{aligned}$$

Diperoleh volume resin sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Volume resin} &= \frac{158,402 \text{ kg}}{16,018 \text{ kg}} \text{ m}^3 \text{rain} \\ &= 9,889 \text{ m}^3 \text{rain}\end{aligned}$$

Menghitung Ukuran Tangki AE-01 :

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 3 sampai 5 gallon/ft².menit

(Powell, S.T.,1954, “*Water Conditioning for Industry*”, hal. 157)

Dirancang : fluks = 3 gallon/ft².menit

$$\begin{aligned}\text{Fluks} &= 3 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{0,003785 \text{ m}^3}{\text{gallon}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 7,33345 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah :

$$\begin{aligned}\text{Fv} &= \frac{33083,2 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \\ &= 33,2278 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Luas penampang tangki kation :

$$\begin{aligned}A &= \frac{\text{Fv}}{\text{fluks}} = \frac{33,227804 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,3334522 \text{ m}^3/\text{jam}} = 4,53099 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Sehingga diameter tangki kation dapat dihitung :

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,6893 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 2,40249 \text{ m} = 94,586258 \text{ in}$$

Dari tabel 7 (Powell, S.T.,1954, "*Water Conditioning for Industry*", hal. 186)

diambil diameter standar kation sebesar = 36 in = 0,9144 m

Sehingga diperoleh tinggi resin :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi resin} &= \frac{4 \times \text{volume resin}}{\pi D^2} \\ &= \frac{4 \times 9,889}{3,14 \times 0,8361274} \\ &= 15,06605 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi tangki :

Dirancang tinggi resin yang menempati 80% dari tinggi tangki.

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", hal 186)

$$H_t = 18,833 \text{ m}$$

Volume tangki :

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 \left(\frac{\pi}{4} \right) \times D^2 \times \left(\frac{D}{6} \right)$$

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{49,4438}{4} + \frac{4,8014}{24} \\ &= 12,561 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

$$D = 0,9144 \text{ m} = 36 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$H = 18,833 \text{ m} = 741,439456 \text{ in} = 61,7866 \text{ ft}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi
: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{shell}} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

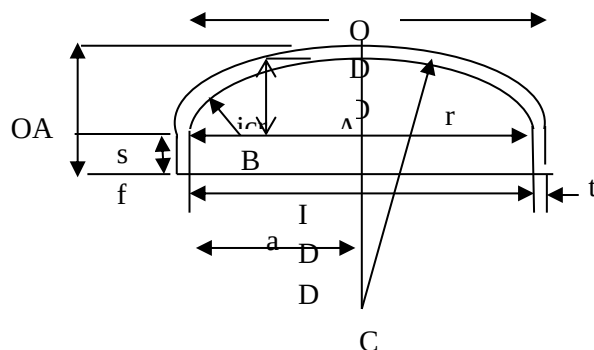
$$\text{shell} = \frac{17,64 \times 18}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{shell}} = 0,14618 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

sf : Straight flange

r : Radius of dish

OD : Outside diameter

b : Depth of dish (inside)

a : Inside radius

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned} \text{IDs} &: \text{diameter dalam shell} = 0,9144 \text{ m} = 36 \text{ in} \\ a &: \frac{\text{Ids}}{2} = \frac{36}{2} = 18 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= \text{allowable stress} : 18750 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young}) \\ E &= \text{efisiensi sambungan} : 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell}) \\ c &= \text{korosi} : 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus}) \\ \text{Faktor keamanan} &: 20\% \\ \text{Tekanan perancangan (P)} &: 120\% \times 14,7 \text{ psi} \\ &: 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 18}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,14374 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2 \cdot t_h \\ &= 36,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 38 in dengan
r = 36 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 2.375 in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 37,625 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 18,8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 18,8125 - 2,375 \\ &= 16,4375 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 36 - 2,375 \\ &= 33,625 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 6,66659 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh
sf = 2 in (1,5 – 2 in)

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= 0,1875 + 6,666585 + 2 \\ &= 8,854085 \text{ in} \\ &= 0,224894 \text{ m} \\ \text{Ttotal} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 18,833 + 0,45 \\ &= 19,28235 \text{ m}\end{aligned}$$

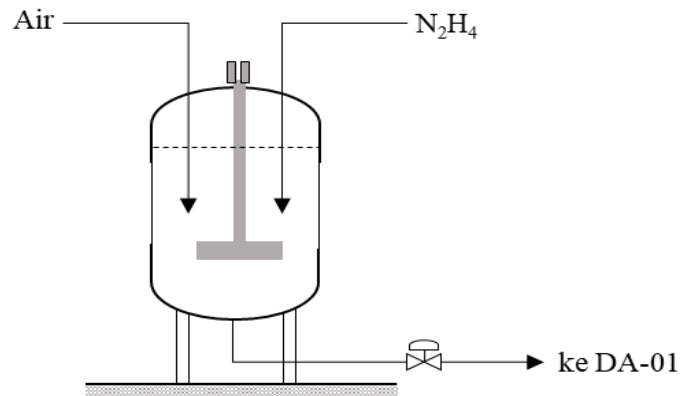
KESIMPULAN ANION EXCHANGER (AE)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam bak air bersih dengan mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-).

Tipe alat : Tangki silinder tegak vertikal

Diameter tangki	:	0,9144	m
Tinggi tangki	:	18,8326	m
Volume tangki	:	12,5610	m^3
Tinggi resin	:	15,0660	m
Volume resin	:	9,889	m^3
Waktu regenerasi	:	72	jam
Tebal shell	:	0,1875	in
Tebal head	:	0,1875	in
Bahan	:	<i>Stainless steel</i> SA-167.tipe : 316	
Jumlah	:	2	unit

TANGKI HIDRAZIN (TU-04)



Tugas : Menampung larutan hidrazin 1% yang digunakan dalam tangki deaerator.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Data :

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Laju alir massa air} = 22752,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Air} = 995,6 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas hidrazin} = 1021,0 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas hidrazin 1\%} = 995,90053 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kebutuhan hidrazin} = 15 \text{ ppm}$$

$$= \frac{15}{1000000} \times 22752,5 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,3412872 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 168 \text{ jam}$$

$$\text{Massa hidrazin} = 57,336 \text{ kg}$$

Larutan hidrazin dibuat dengan kadar 1%

$$\text{Massa air} = 99/1 \times 4,2162 \text{ kg} = 5676,29 \text{ kg}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{Massa Hidrazin} + \text{massa air}}{\text{Densitas hidrazin}}$$

Densitas hidrazin

$$= \frac{57,3363 + 5676,2895}{\text{Densitas hidrazin}}$$

$$= \frac{995,9005}{5,757} \text{ m}^3$$

Dirancang faktor keamanan (*over design*) 20%

$$V_t = 6,909 \text{ m}^3$$

Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{\pi}{2}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 1,55662 \text{ m} = 61,284269 \text{ in}$$

$$H = 2D = 3,1132409 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi
: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{17,64 \times 30,64213459}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,16106 \text{ in}$$

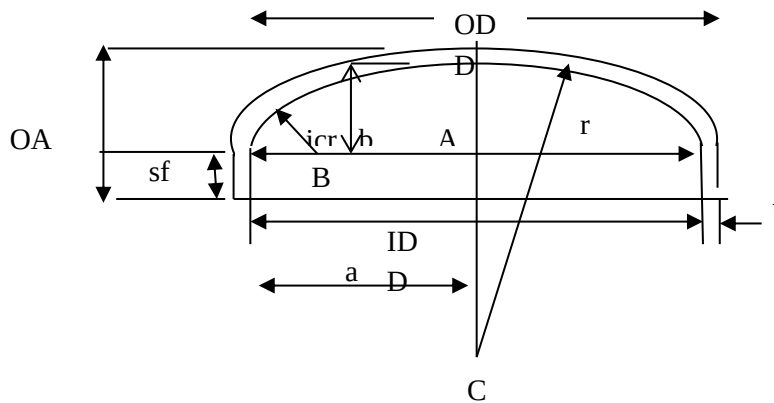
sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang

Lampiran Utilitas

digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 1,55662 m = 61,2843 in

a : $\frac{IDs}{2} = \frac{61,284269}{2} = 30,6421$ in

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 30,64213459}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,15689 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$OD = D + 2 \cdot t_{\text{h}}$$

Lampiran Utilitas

$$= 61,6593 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 34 in dengan

$r = 34 \text{ in}$ dengan tebal head $3/16 \text{ in}$ diperoleh $icr = 2.25 \text{ in}$

$$ID = 33,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 16,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 16,8125 - 2,250$$

$$= 14,5625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 42 - 2,250$$

$$= 39,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 5,01357 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head $3/16 \text{ in}$ diperoleh

$$sf = 2 \text{ in} (1,5 - 2 \text{ in})$$

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= 0,1875 + 5,013569 + 2$$

$$= 7,201069 \text{ in}$$

$$= 0,182907 \text{ m}$$

$$T_{\text{total}} = H + 2 \cdot \text{tinggi head}$$

$$= 3,113 + 0,365814$$

$$= 3,479055 \text{ m}$$

Menentukan pengaduk

Jenis : *flat turbine* dengan 6 blade

Data :

$$\text{a. Viskositas} : 0,572 \text{ cP} = 0,00057 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{b. Densitas campuran} : 62,17152 \text{ lb/ft}^3 = 995,90 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{c. Putaran pengaduk (N)} : 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$$

Diameter *impeller* :

$$D_i = 1/3 \cdot D_T \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 18 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

$$= 0,4572 \text{ m}$$

Lebar *blade* :

$$W_i = 1/3 D_i \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 0,33 \times 0,4572$$

$$= 0,1524 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$E = 1/3 D_t$$

$$= 0,33 \times 54$$

$$= 18 \text{ in} = 1,5 \text{ ft} = 0,4572 \text{ m}$$

Bilangan Reynold :

$$R_e = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$
$$= \frac{995,90 \times 1 \times 0,209}{0,00057}$$

$$= 363942,168$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

Dengan hubungan :

D_i = Diameter pengaduk

N = Kecepatan putar

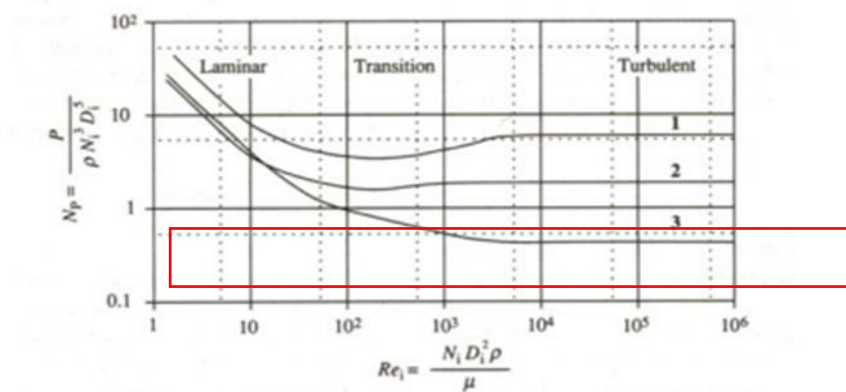
N_p = Bilangan daya

P_o = Daya penggerak

ρ_l = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas,"*Cemical Process Equipment*", halaman 292.

Lampiran Utilitas



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$P_o = 0,8 \times 62,17152 \times 1 \times 7,59375$$

$$= 377,691975 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550}$$

$$= 0,687 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott, hlm.111)

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,687}{80\%}$$

$$= 0,858 \text{ Hp}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, (2001), edisi 3, halaman 628.

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

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

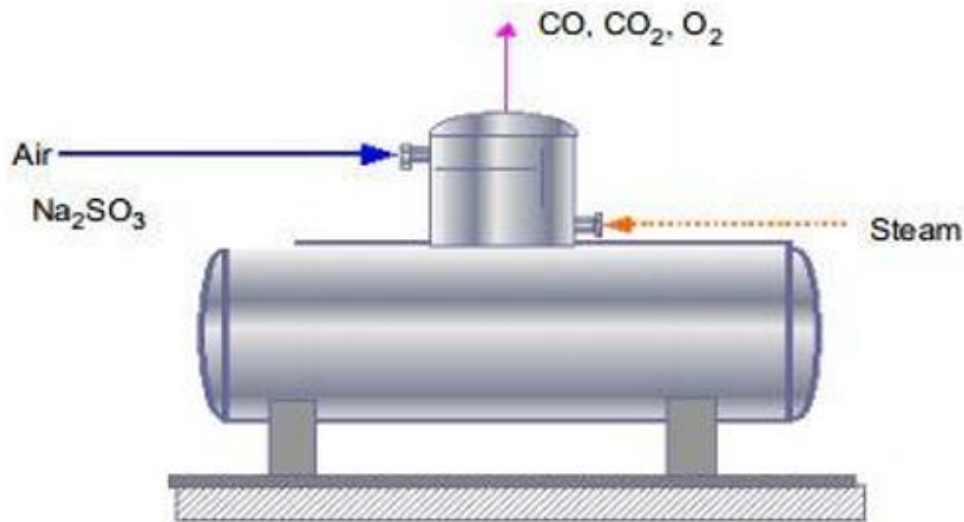
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 1 Hp

KESIMPULAN TANGKI HIDRAZIN

Tugas	: Menampung larutan hidrazin 1% yang digunakan dalam tangki deaerator.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Diameter	: 1,0668 m
Tinggi	: 3,4790552 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tebal <i>head</i>	: 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 tipe 316
Jumlah	: 1 unit
Pengaduk	: <i>flat turbine</i> dengan 6 <i>blade</i>
Baffle	: 4 buah
Tenaga motor	: 1 Hp

DEAERATOR (DA-01)



Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O_2 , CO , CO_2 , dll
Jenis : Tangki silinder vertikal yang berisi bahan isian, dimana air dispray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.

Data :

Laju massa air	=	22752,5	kg/jam	
Rasio steam : air	=	0,089108911		
Densitas steam	=	0,159	lb/ft ³	
Kebutuhan steam	=	2027,449	kg/jam	= 4469,71407 lb/jam
Tekanan steam	=	1	atm	
Suhu steam	=	150	°C	
Specific facial velocity , G	=	500	lb/jam ft ²	(Ludwig, 1964)
	=	2441,2095	kg/jam.m ²	

Bahan isian :

Tipe = Raschig ring ceramic

Lampiran Utilitas

Bahan kimia = Na_2SO_3

Dp = 2 in = 50,8 mm

Luas penampang deaerator :

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{\text{Kecepatan air masuk}}{G} \\ &= \frac{22752,5}{2441,2095} \\ &= 9,320 \text{ m}^2 = 100,3214 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter tangki deaerator :

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \times A_s}{\pi}} \\ D &= \sqrt{\frac{4 \times 7,855 \text{ m}^2}{\pi}} \end{aligned}$$

$$D = 3,4457 \text{ m} = 135,65735 \text{ in}$$

$$H = 3,4457 \text{ m} = 135,65735 \text{ in}$$

Kecepatan volume steam :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{4469,7}{0,159} \\ &= 28111,40922 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal diprediksi = 0,003 jam

Volume bahan isian :

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{Kecepatan volume udara} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 28111,4092 \times 0,003 \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas

$$= 84,334 \text{ cuft}$$

Tinggi bahan isian :

$$H_{\text{isian}} = \frac{V_1}{A_s} = \frac{84,334}{100,3214} = 0,84064 \text{ ft} = 0,256 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{shell}} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{17,64 \times 67,8287}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

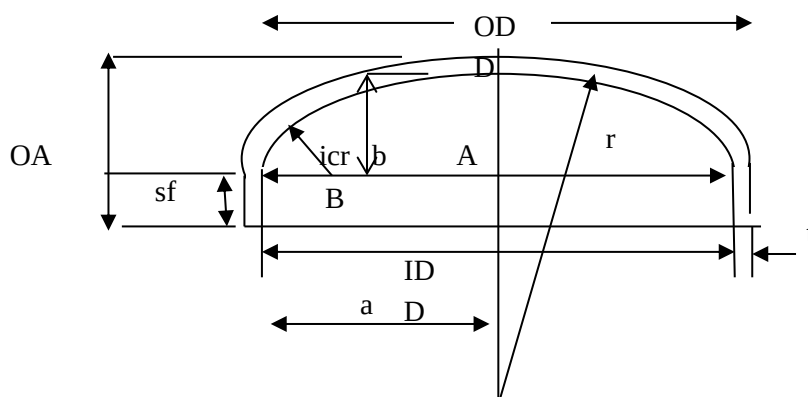
$$t_{\text{shell}} = 0,20482 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head* , bahan konstruksi yang

digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Lampiran Utilitas

C

Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 3,4457 m = 135,657 in

a : $\frac{Ids}{2} = \frac{135,65735}{2} = 67,8287$ in

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi
: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 67,82867526}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,1956 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$OD = D + t_h$$

$$= 135,907 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 84 in dengan

r = 84 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 5 1/8 in

$$ID = 83,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 41,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 41,8125 - 5,152$$

$$= 36,6605 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 108 - 5,152$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned} &= 102,848 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 11,9078 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh

$$sf = 2 \text{ in } (1,5 - 2 \text{ in})$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= 0,1875 + 11,90776 + 2 \\ &= 14,09526 \text{ in} \\ &= 0,35802 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{total}} &= H + \text{tinggi head} \\ &= 3,446 + 0,35802 \\ &= 3,803716 \text{ m} \end{aligned}$$

TANGKI UMPAN BOILER (TU-08)

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu operasi 1 jam.

Tipe alat : Tangki silinder horizontal yang dilengkapi deaerator

Jumlah : 1 Unit

Data :

Kecepatan massa air = 22752,5 kg/jam

Rapat massa = 958,365 kg/m³

Didalam tangki umpan boiler berfungsi untuk menampung air yang sudah dihilangkan kadar mineral dan gas-gas terlarut.

1. Menghitung Volume Air :

Volume air dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$V_L = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$\begin{aligned} &= \frac{22752,5}{958,365} \times 1 \text{ jam} \\ &= 23,7409 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung volume tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_l \\ &= 120\% \times 23,7409 \\ &= 28,489 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran tangki

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M.,1988,"*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Rule of Thumbs,halaman XVIII,bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

Lampiran Utilitas

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Elliptical Dished Head*

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \end{aligned}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{3\pi}{4}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 2,216 \text{ m} = 87,258923 \text{ in}$$

Panjang Tangki :

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 2,216 \\ &= 6,649 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Carbon Steel Type SA-283 grade C (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi
: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_{shell} = \frac{17,64 \times 43,6295}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

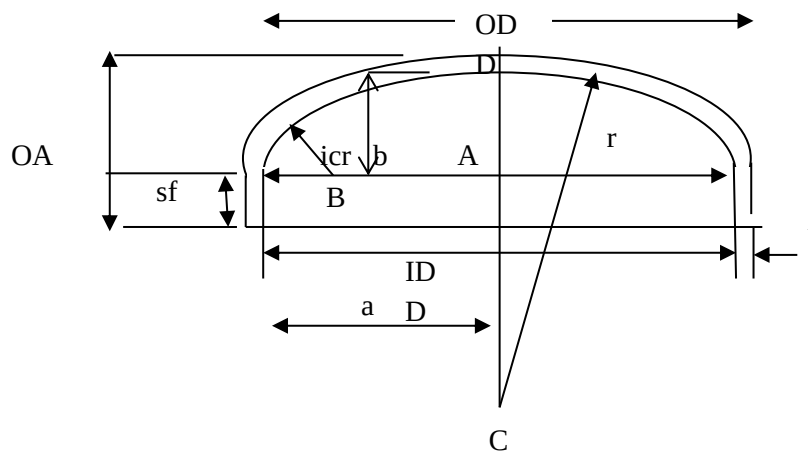
$$t_{shell} = 0,20113 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Lampiran Utilitas

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis carbon steel SA-283 grade C (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 2,216 m = 87,2589 in

a : $\frac{IDs}{2} = \frac{87,258923}{2} = 43,6295$ in

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 43,62946174}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,19232 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan panjang head

$$\begin{aligned}\text{OD} &= D + 2.t_h \\ &= 87,7589 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 66 in dengan $r = 66$ in dengan tebal head 3/16 in diperoleh $icr = 4$ in

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 65,625 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 32,8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - icr \\ &= 32,8125 - 4 \\ &= 28,8125 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BC} &= r - icr \\ &= 78 - 4 \\ &= 74 \text{ in}\end{aligned}$$

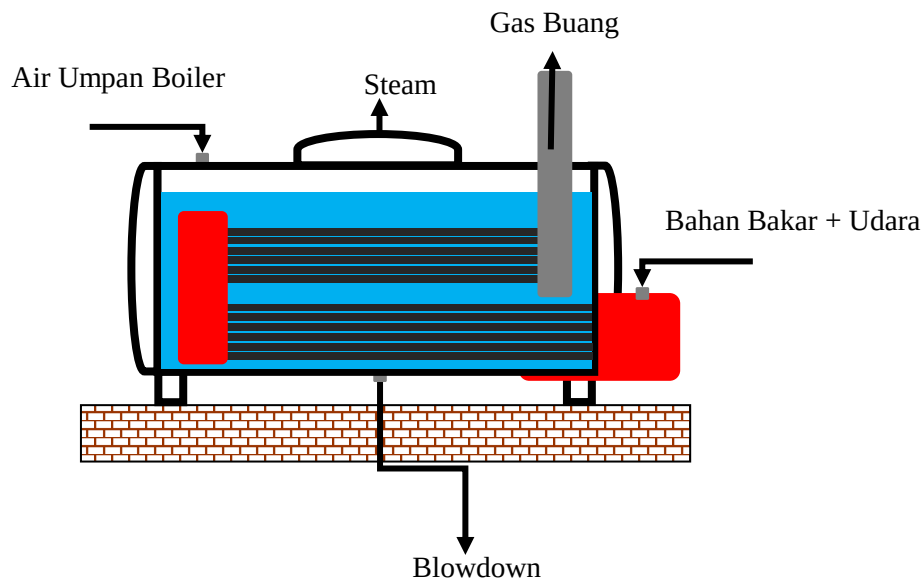
$$\begin{aligned}b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 9,8396 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh $sf = 2$ in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}\text{Panjang head} &= t_h + b + sf \\ &= 0,375 + 9,839602 + 2 \\ &= 12,2146 \text{ in} \\ &= 0,310251 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{total}} &= L + 2.\text{Panjang head} \\ &= 6,649 + 0,620502 \\ &= 7,269632 \text{ m}\end{aligned}$$

BOILER (B-01)



Tugas : Membuat *steam* jenuh pada suhu 120 °C dengan tekanan 1,8 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Data :

Suhu Air = 104,21 °C = 377,361 K

Suhu Steam = 120 °C = 393,15 K

Tekanan Steam = 1,8228 atm

Massa Air = 0,000 kg/jam

Blowdown = 0,0 kg/jam (10% dari Massa Air masuk)

(Rahardjo dandan Karnowo 2008:180)

Steam yang dihasilkan = 22301,94 kg/jam

Panas Penguapan Air = 2214,5846 kJ/kg (Kern 1950, hal 23)

Densitas Air = 958,365 kg/m³

Cp dT = 133,8421 kJ/kmol

1. Menghitung Beban Panas

$$Q_t = Q_s + Q_\lambda$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}
 Q_s &= m \, C_p \, \text{air} \, dT \\
 &= 22301,9 \, \text{kg/jam} \times 133,842 \, \text{kJ/kmol} \times \frac{1}{18} \, \text{kmol/kg} \\
 &= 165829,9034 \, \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_\lambda &= m \, \lambda \\
 &= 22301,9 \, \text{kg/jam} \times 2214,58 \, \text{kJ/kg} \\
 &= 49389530,66 \, \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_t &= Q_s + Q_\lambda \\
 &= 165829,9034 + 49389530,66 \\
 &= 49555360,56 \, \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung jumlah bahan bakar

Effisiensi pembakaran berkisar antara 70-80% (dipilih 80%)

(Perry 8th ed, 2008)

Fuel Oil yang digunakan adalah No.4 *Fuel Oil* (23,2° API) (Table 24-6, Perry's, 2008, 8th edition)

TABLE 24-6 Typical Ultimate Analyses of Petroleum Fuels

Composition, %	No. 1 fuel oil (41.5° API)	No. 2 fuel oil (33° API)	No. 4 fuel oil (23.2° API)	Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° API)	High sulfur, No. 6 (15.5° API)
Carbon	86.4	87.3	86.47	87.26	84.67
Hydrogen	13.6	12.6	11.65	10.49	11.02
Oxygen	0.01	0.04	0.27	0.64	0.38
Nitrogen	0.003	0.006	0.24	0.28	0.18
Sulfur	0.09	0.22	1.35	0.84	3.97
Ash	<0.01	<0.01	0.02	0.04	0.02
C/H Ratio	6.35	6.93	7.42	8.31	7.62

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

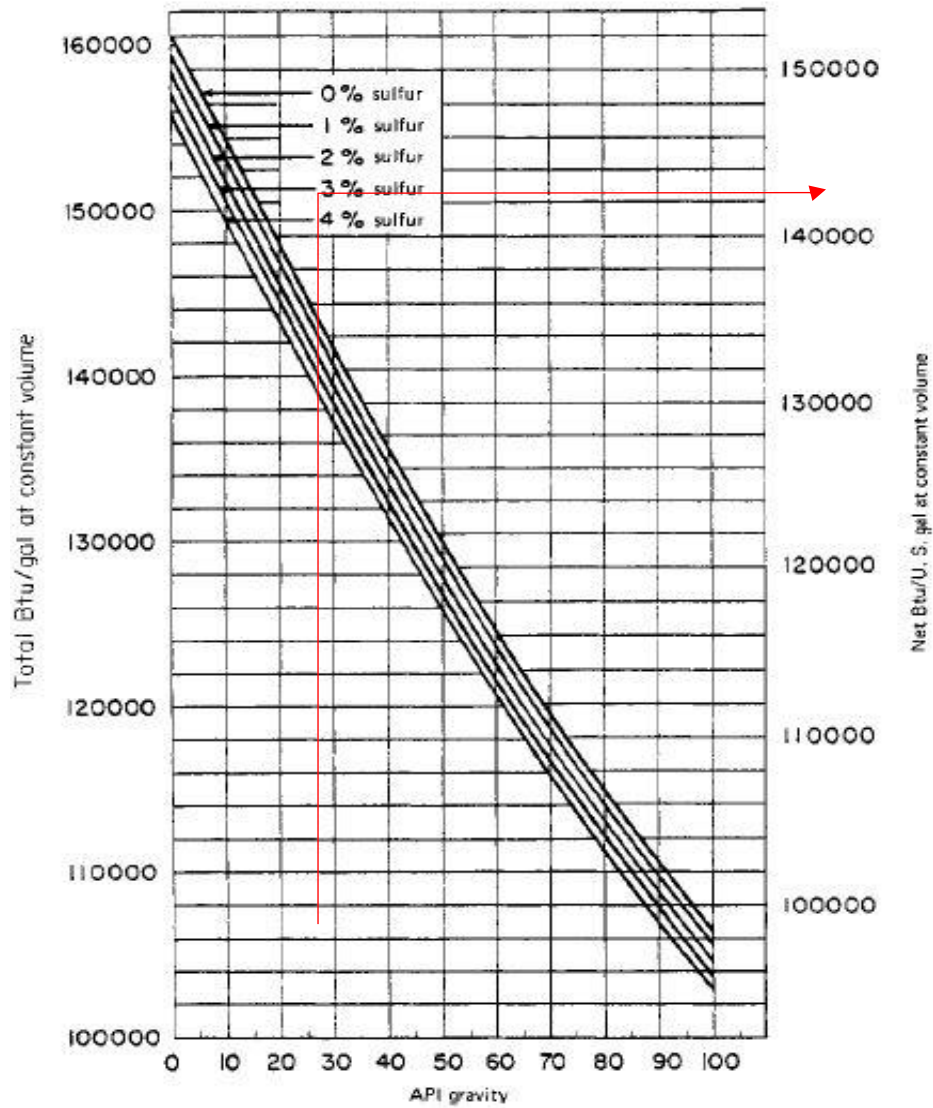
$$\text{Densitas fuel oil, } \rho = 910 \, \text{kg/m}^3$$

Berdasarkan Fig.24-1, Perry's, 2008, 8th edition, didapatkan nilai kalor *fuel oil*

$$\text{Nilai NHV (Net Heating Value)} = 136000 \, \text{BTU/gal}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NHV} &= 136000 \frac{\text{BTU}}{\text{gallon}} = 1,05506 \frac{\text{kJ}}{\text{BTU}} = 264,172 \frac{\text{gallon}}{\text{m}^3} \\
 &= 37905568,55 \, \text{kJ/m}^3 \\
 &= 41654,471 \, \text{kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Lampiran Utilitas



Menghitung massa kekurangan bahan bakar

$$\begin{aligned}
 \text{Volume oil} &= \frac{Q_t}{\text{Efisiensi} \times \text{Nilai Bakar Fuel Oil}} \\
 &= \frac{49555360,56 \text{ kJ/jam}}{80\% \times 37905,569 \text{ kJ/lit}} = 1634,1715 \text{ lit/jam} = 1,63417 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 12942638,46 \text{ lit/tahun} = 12942638,46
 \end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran pipa dan jumlah pipa

a. Ukuran pipa

Dipilih 2,5 in *Normal Pipe Size* , Sch No. 40 :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m} \\ a'' &= 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,2295 \text{ m}^2/\text{m} \\ L &= 8 \text{ ft} = 2,4384 \text{ m (dirancang)} \end{aligned}$$

b. Luas permukaan kalor yang diperlukan

Dihitung berdasarkan flux panas (Kern, D.Q.)

$$\begin{aligned} \text{Flux panas} &= 30000 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ (fluks maksimum)} \\ &= 30000 \times \frac{1,06 \text{ kJ}}{\text{BTU}} \times \frac{\text{ft}^2}{0,09 \text{ m}^2} \\ &= 351686,67 \text{ kJ/jam/m}^2 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_t}{\text{Flux}} = \frac{61944200,7 \text{ kJ/jam}}{351686,67 \text{ kJ/jam/m}^2} = 176,135 \text{ m}^2$$

Jumlah Pipa yang diperlukan :

$$n = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{176,1346294 \text{ m}^2}{0,2295 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m}} = 314,724 \text{ Pipa}$$

4. Menghitung Volume Boiler dan Ukuran Alat

Dirancang waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned} m &= 22301,9 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 22301,939 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{22301,939 \text{ Kg}}{958,365 \text{ Kg/m}^3} = 23,2708 \text{ m}^3$$

Volume tangki di desain dengan angka keamanan: 20%

$$V_t = V \times 120\%$$

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned} &= 23,2708 \text{ m}^3 \times 120\% \\ &= 27,9250 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil perbandingan L : D = 2 : 1

$$V_t = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}}$$

$$D = 3,2888 \text{ m}$$

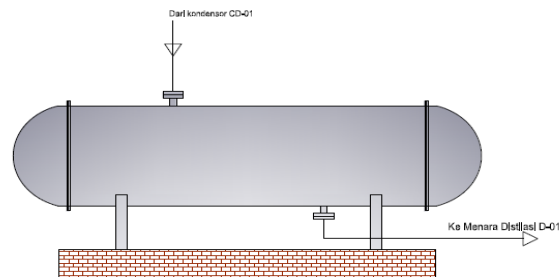
maka :

$$\begin{aligned} L &= 2 \times D \\ &= 2 \times 3,288827456 \text{ m} \\ &= 6,5777 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran tangki boiler :

$$\begin{aligned} \text{Diameter, } D &= 3,2888 \text{ m} \\ \text{Panjang, } L &= 6,5777 \text{ m} \\ \text{Volume, } V_t &= 27,9250 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

TANGKI BAHAN BAKAR BOILER (TU-05)



Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 minggu sebagai bahan bakar boiler

Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 2 Unit

Kebutuhan bahan bakar = 1,63417 m³/jam

Menghitung tangki bahan bakar :

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan bakar} &= \text{Kecepatan laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,63417 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \\ &= 274,541 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume tangki dirancang keamanan 20%

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 120\% \times \text{volume bahan bakar} \\ &= 120\% \times 274,541 \\ &= 329,44898 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tangki yang digunakan 2 buah sehingga volume tangki masing-masing adalah :

$$\text{Volume tangki} = 164,72449 \text{ m}^3$$

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M.,1988,"*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Rule of Thumbs,halaman XVIII,bagian Vessels)

$$\text{Dirancang rasio} = 3$$

Lampiran Utilitas

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Elliptical Dished Head* 2 : 1

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

Steam

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \end{aligned}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{3\pi}{4}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 3,978 \text{ m} = 156,61603 \text{ in}$$

Panjang Tangki :

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 3,978 \\ &= 11,934 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Carbon Steel Type SA-283 grade C (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$shell = \frac{17,64 \times 78,308}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

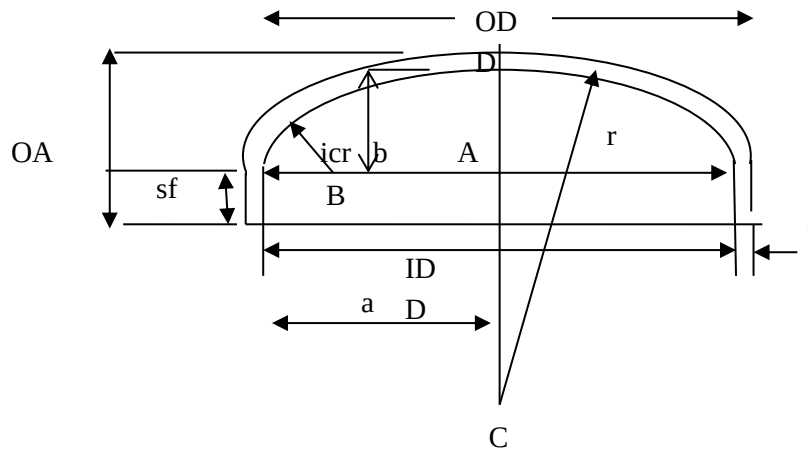
$$t_{shell} = 0,26164 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

Lampiran Utilitas

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis carbon steel SA-283 grade C (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 3,978 m = 156,616 in

a : $\frac{IDs}{2} = \frac{##}{2} = 78,308 \text{ in}$

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 78,308}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,24582 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

sehingga digunakan tebal head standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan panjang head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.t_h \\ &= 157,116 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 114 in dengan

$r = 114$ in dengan tebal head 0.25 in diperoleh $icr = 6 \frac{7}{8}$ in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 113,5 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 57 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - icr \\ &= 56,75 - 6,9 \\ &= 49,875 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - icr \\ &= 130 - 6,9 \\ &= 123,125 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 17,4289 \text{ in} \end{aligned}$$

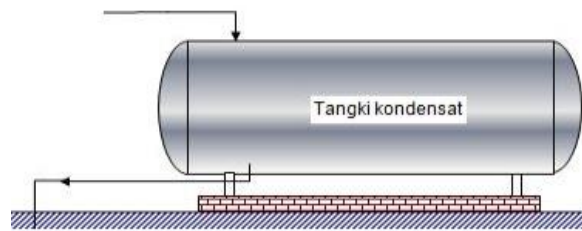
Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 0.25 in diperoleh

$sf = 2$ in (1,5 – 3,5 in)

$$\begin{aligned} \text{Panjang head} &= t_h + b + sf \\ &= 0,25 + 17,4289 + 2 \\ &= 19,678911 \text{ in} \\ &= 0,4998443 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P + 2.\text{panjang head} \\ &= 11,934 + 0,999689 \\ &= 12,93383 \text{ m} \end{aligned}$$

TANGKI KONDENSAT (TU-06)



Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi selama 30 menit

Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 1 Unit

Data :

Suhu operasi	=	120	°C
Tekanan	=	1,8228	atm
Kecepatan massa air	=	20274,49	kg/jam
Rapat massa	=	958,365	kg/m ³

1. Menghitung Volume Air :

Volume air dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}V_L &= \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\&= \frac{20274,5}{958,365} \times 1 \text{ jam} \\&= 10,5776 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Menghitung volume tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_L \\&= 120\% \times 10,5776 \\&= 12,693 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran tangki

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

Lampiran Utilitas

(Wallas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Elliptical Dished Head* 2 : 1

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24} \end{aligned}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{3\pi}{4}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 1,693 \text{ m} = 66,645919 \text{ in}$$

Panjang Tangki :

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 1,693 \\ &= 5,078 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Carbon Steel Type SA-283 grade C (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\ shell &= \frac{17,64 \times 33,323}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125 \end{aligned}$$

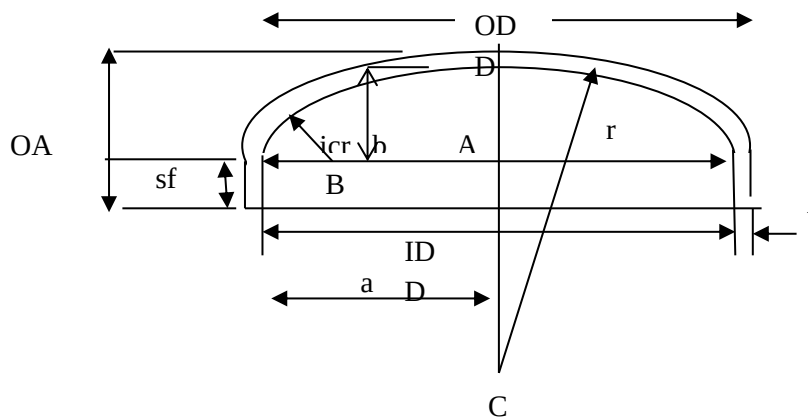
Lampiran Utilitas

$$t_{\text{shell}} = 0,18315 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis carbon steel SA-283 grade C (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

OD : Outside diameter

sf : Straight flange

b : Depth of dish (inside)

r : Radius of dish

a : Inside radius

IDs : diameter dalam shell = 1,693 m = 66,6459 in

$$a : \frac{IDs}{2} = \frac{66,645919}{2} = 33,323 \text{ in}$$

f = allowable stress : 12650 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 14,7 psi

: 17,64 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 33,323}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,17641 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

Lampiran Utilitas

$$\begin{aligned}\text{OD} &= D + 2 \cdot t_h \\ &= 67,0209 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 48 in dengan $r = 48$ in dengan tebal head 0,1875 in diperoleh $\text{icr} = 3$ in

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 47,625 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 23,8125 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 23,8125 - 3 \\ &= 20,8125 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 60 - 3 \\ &= 57 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 6,93551 \text{ in}\end{aligned}$$

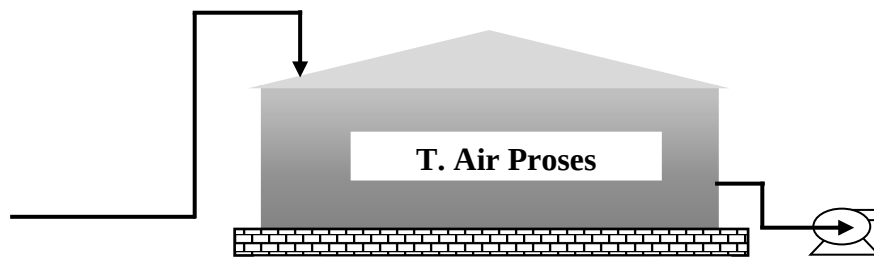
Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head $3/16$ in diperoleh $\text{sf} = 2$ in ($1,5 - 2$ in)

$$\begin{aligned}\text{Panjang head} &= t_h + b + \text{sf} \\ &= 0,1875 + 6,93551 + 2 \\ &= 9,1230124 \text{ in} \\ &= 0,2317245 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ptotal} &= P + 2 \times \text{panjang head} \\ &= 5,078 + 0,463449 \\ &= 5,541868 \text{ m}\end{aligned}$$

TANGKI AIR PROSES

TU-07



Tugas : Menampung air proses hasil dari demineralisasi

Data : Suhu operasi = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Kecepatan massa = 30605,17 kg/jam

Kecepatan volume = 29,9167 m³/jam

Densitas = 1023,01 kg/m³

Waktu tinggal = 7 hari

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$V_1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$= 29,9167 \times 168$$

$$= 5026,0051 \text{ m}^3$$

2. Volume Tangki Penampung

Dirancang angka keamanan = 20 %

$$V_t = 6031,21 \text{ m}^3$$

3. Ukuran Standar Tangki Penampung

Volume tangki yang diperlukan = 6031,21 m³ x 6 bbl/m³

$$= 37936,3 \text{ bbl}$$

Lampiran Utilitas

Ukuran tangki (tinggi, diameter, dan tebal dinding) dipilih berdasarkan Appendix E, Brownell and Young

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	12	18	24	30	36	42	48	54	60
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	273,300
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Kapasitas standar = 12090 bbl

Diameter tangki Dt = 40 ft = 12,19 m

Tinggi tangki Tt = 54 ft = 16,46 m

Tebal dinding

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Tank Diam (ft)	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...	...	...	...	...
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...	...	...	...	...
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...	...	...
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.20	0.22
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.26
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.31	0.35	...
45	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	...	...	52.5
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	...	...	...	47.8

Diperoleh dari Brownell and Young Appendix E, item ke 2

Lampiran Utilitas

Jarak dihitung dari atas

Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 - 6	0,1875
2	6 - 12	0,1875
3	12 - 18	0,1875
4	18 - 24	0,1875
5	24 - 30	0,19
6	30 - 36	0,21
7	36 - 42	0,24
8	42 - 48	0,28
9	48 - 54	0,31
10	54 - 60	0,35

Tangki Utilitas H₂SO₄ (TU-02)

Tugas = Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) 98% dengan impuritis air (H₂O) 2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 C

Suhu didih (Tb) = 290 C

Komponen masuk mixer utilitas H₂SO₄ dari tangki-02

Komponen	Kg/jam	Densitas	Volume
H ₂ SO ₄	0,145	1,777	0,082
H ₂ O	0,003	0,985	0,003
Total	0,15	2,76	0,08

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

Kapasitas massa (M) = 0,15 kg/jam x 14 hari x 24 jam/hari
= 49,69 kg

Densitas Cairan (rho) = 2762,47 kg/m³ = 2,76 kg/l 172,44 lb/ft³

Volume larutan = 0,02 m³

Over Design 20 %

Volume tangki = 0,02 m³
= 0,14 bbl

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{2} D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 8 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,33$$

$$D = \frac{4 \times 0,02 \times 3}{2 \times 3} = 0,02 \text{ m}$$

$$D = 0,35 \text{ m} = 1,13 \text{ ft}$$

$$H = 0,23 \text{ m} = 0,76 \text{ ft}$$

ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 4 \text{ ft} = 1,22 \text{ m} = 48,01 \text{ in}$$

$$H = 3 \text{ ft} = 0,91 \text{ m} = 36,01 \text{ in}$$

$$\text{Volume tangki} = 1,068 \text{ m}^3$$

4. Tebal Dinding

Dipilih bahan Stainles Steel SA-283 grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 psi

(Brownell and Young, table 13.1, page 521)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan

nilai E = 80%

(Brownell and Young, page 254)

Lampiran Utilitas

Faktor korosi (C) = 0,125 in
(Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$t = \frac{\rho D (H-1)}{2 f E \cdot 144} + C$$

dimana,

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

ρ = Densitas campuran (lb/ft³)

(Brownell and Young, page 254)

$$ts = \frac{\rho (H-1) D}{2 f E \cdot 144} + C$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)	Tebal Standar
1	27	0,12654	0,1875
2	18	0,12601	0,1875
3	9	0,12547	0,1875

3 Menghitung tinggi tutup

Jenis Dome head

Persamaan untuk menghitung tebal shell (Brownell & Young, 1979)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} = \frac{18 \text{ psi} \times 48,01}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 1 - 0 \times 18} = 0,039 \text{ in}$$

digunakan t head standar = 0,875 in

Kesimpulan

Tugas = Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) 98% dengan impuritis air (H₂O) 20% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Volume tangki = 1,07 m³

Diameter (D) = 4 ft = 1 m

Tinggi (H) = 3 ft = 1 m

Tebal head = 1 in

Bahan = Stainless Steel

Tangki Utilitas NaOH (TU-03)

Tugas = Menyimpan bahan baku NaOH 98% dengan impuritis air (H₂O)
2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 C

Suhu didih (T_b) = 270 C

Komponen masuk mixer utilitas NaOH dari tangki-03

Komponen	Kg/jam	Densitas	Volume
NaOH	0,145	1,007	0,144
H ₂ O	0,003	0,985	0,003
Total	0,15	1,99	0,15

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

Kapasitas massa (M) = 0,15 kg/jam x 14 hari x 24 jam/hari
= 49,69 kg

Densitas Cairan (rho) = 1991,79 kg/m³ = 1,99 kg/l 124,33 lb/ft³

Volume larutan = 0,02 m³

Over Design 20 %

Volume tangki = 0,03 m³
= 0,19 bbl

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{8} D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 8 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad 0,33$$

$$D = \frac{4 \times 3 \times 0,03}{2 \times 3} \quad 0,03 \wedge$$

$$D = 0,39 \text{ m} = 1,26 \text{ ft}$$

$$H = 0,26 \text{ m} = 0,84 \text{ ft}$$

ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 3 \text{ ft} = 0,91 \text{ m} = 36,01 \text{ in}$$

$$H = 2 \text{ ft} = 0,61 \text{ m} = 24,01 \text{ in}$$

$$\text{Volume tangki} = 0,400 \text{ m}^3$$

4. Tebal Dinding

Dipilih bahan Carbon Steel SA-283 grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 psi

(Brownell and Young, table 13.1, page 521)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan

nilai E = 80%

(Brownell and Young, page 254)

Lampiran Utilitas

Faktor korosi (C) = 0,125 in
(Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$t = \frac{\rho D (H-1)}{2 f E \cdot 144} + C$$

dimana,

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

ρ = Densitas campuran (lb/ft³)

(Brownell and Young, page 254)

$$t_s = \frac{\rho (H-1) D}{2 f E \cdot 144} + C$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)	Tebal Standar
1	27	0,12654	0,1875
2	18	0,12601	0,1875
3	9	0,12547	0,1875

3 Menghitung tinggi tutup

Jenis Dome head

Persamaan untuk menghitung tebal shell (Brownell & Young, 1979)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} = \frac{18 \text{ psi} \times 36,01}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 1 - 0 \times 18} = 0,030 \text{ in}$$

digunakan t head standar = 0,875 in

Kesimpulan

Tugas = Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) % dengan impuritis air (H₂O) % pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Volume tangki = 0,40 m³

Diameter (D) = 3 ft = 1 m

Tinggi (H) = 2 ft = 1 m

Tebal *head* = 1 in

Bahan = Stainless Steel

Tangki Utilitas Klorinasi (TU-01)

Tugas = Menyimpan bahan baku Klor (Cl_2) 99% dengan impuritis air (H_2O)
 1% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari
 Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical
 Safety = Conventional Relief Valve
 Kondisi penyimpanan
 Tekanan (P) = 1 atm
 Suhu (T) = 30°C
 Suhu didih (T_b) = 290°C

Komponen masuk mixer utilitas H_2SO_4 dari tangki-02

Komponen	Kg/jam	Densitas	Volume
H_2SO_4	0,000	1,777	-
H_2O	0,000	0,985	-
Total	0,00	2,76	0,00

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

Kapasitas massa (M) = $0,15 \text{ kg/jam} \times 14 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$
 = 0,00 kg

Densitas Cairan (ρ) = $2762,47 \text{ kg/m}^3$ = $2,76 \text{ kg/l}$ $172,44 \text{ lb/ft}^3$

Volume larutan = 0,00 m^3

Over Design 20 %

Volume tangki = 0,00 m^3
 = 0,00 bbl

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{2} D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 8 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad 0,33$$

$$D = \frac{4 \times 3 \times 0,00}{2 \times 3} \quad 0,00 \text{ m}$$

$$D = 0,00 \text{ m} = 0,00 \text{ ft}$$

$$H = 0,00 \text{ m} = 0,00 \text{ ft}$$

ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 80 \text{ ft} = 24,39 \text{ m} = 960,25 \text{ in}$$

$$H = 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} = 600,15 \text{ in}$$

$$\text{Volume tangki} = 7118,658 \text{ m}^3$$

4. Tebal Dinding

Dipilih bahan Carbon Steel SA-283 grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 psi

(Brownell and Young, table 13.1, page 521)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan

nilai E = 80%

(Brownell and Young, page 254)

Lampiran Utilitas

Faktor korosi (C) = 0,125 in
(Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$t = \frac{\rho D (H-1)}{2 f E \cdot 144} + C$$

dimana,

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

ρ = Densitas campuran (lb/ft³)

(Brownell and Young, page 254)

$$t_s = \frac{\rho (H-1) D}{2 f E \cdot 144} + C$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)	Tebal Standar
1	27	0,12654	0,1875
2	18	0,12601	0,1875
3	9	0,12547	0,1875

3 Menghitung tinggi tutup

Jenis Dome head

Persamaan untuk menghitung tebal shell (Brownell & Young, 1979)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} = \frac{18 \text{ psi} \times 960,25}{2 \times 12650 \times 1 - 0 \times 18} = 0,788 \text{ in}$$

digunakan t head standar = 0,875 in

Kesimpulan

Tugas = Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) 98% dengan impuritis air (H₂O) 20% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Volume tangki = 7118,66 m³

Diameter (D) = 80 ft = 24 m

Tinggi (H) = 50 ft = 15 m

Tebal *head* = 1 in

Bahan = Stainless Steel

Tangki Utilitas NaOH (TU-03)

Tugas = Menyimpan bahan baku NaOH 98% dengan impuritis air (H₂O)
2% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Kondisi penyimpanan

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 C

Suhu didih (T_b) = 270 C

Komponen masuk mixer utilitas NaOH dari tangki-03

Komponen	Kg/jam	Densitas	Volume
NaOH	0,145	1,007	0,144
H ₂ O	0,003	0,985	0,003
Total	0,15	1,99	0,15

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 14 hari.

Kapasitas massa (M) = 0,15 kg/jam x 14 hari x 24 jam/hari
= 49,69 kg

Densitas Cairan (rho) = 1991,79 kg/m³ = 1,99 kg/l 124,33 lb/ft³

Volume larutan = 0,02 m³

Over Design 20 %

Volume tangki = 0,03 m³
= 0,19 bbl

Tangki berbentuk silinder dengan perbandingan D:H 3 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times \frac{3}{8} D}{4}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 8 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,33$$

$$D = \frac{4 \times 3 \times 0,03}{2 \times 3} = 0,03 \text{ m}$$

$$D = 0,39 \text{ m} = 1,26 \text{ ft}$$

$$H = 0,26 \text{ m} = 0,84 \text{ ft}$$

ukuran tangki yg mendekati sesuai spesifikasi standar (item 3Appendix E, Brownell & Young, 1979)

$$D = 80 \text{ ft} = 24,39 \text{ m} = 960,25 \text{ in}$$

$$H = 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} = 600,15 \text{ in}$$

$$\text{Volume tangki} = 7118,658 \text{ m}^3$$

4. Tebal Dinding

Dipilih bahan Carbon Steel SA-283 grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 psi

(Brownell and Young, table 13.1, page 521)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan

nilai E = 80%

(Brownell and Young, page 254)

Lampiran Utilitas

Faktor korosi (C) = 0,125 in
(Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$t = \frac{\rho D (H-1)}{2 f E \cdot 144} + C$$

dimana,

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

ρ = Densitas campuran (lb/ft³)

(Brownell and Young, page 254)

$$t_s = \frac{\rho (H-1) D}{2 f E \cdot 144} + C$$

Tebal shell disetiap plate

Plate	Tinggi (ft)	Tebal (in)	Tebal Standar
1	27	0,12654	0,1875
2	18	0,12601	0,1875
3	9	0,12547	0,1875

3 Menghitung tinggi tutup

Jenis Dome head

Persamaan untuk menghitung tebal shell (Brownell & Young, 1979)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} = \frac{18 \text{ psi} \times 960,25}{2 \times 12650 \times 1 - 0 \times 18} = 0,788 \text{ in}$$

digunakan t head standar = 0,875 in

Kesimpulan

Tugas = Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H₂SO₄) % dengan impuritis air (H₂O) % pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 14 hari

Jenis = Tangki silinder tegak dengan atap terispherical

Safety = Conventional Relief Valve

Volume tangki = 7118,66 m³

Diameter (D) = 80 ft = 24 m

Tinggi (H) = 50 ft = 15 m

Tebal head = 1 in

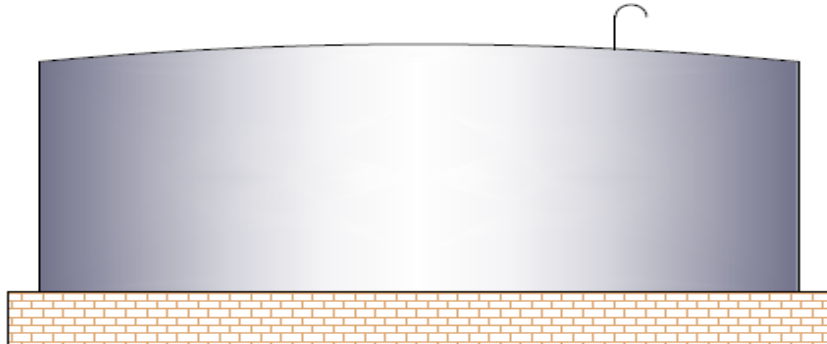
Bahan = Stainless Steel

TANGKI BAHAN BAKAR SOLAR (TU-7)

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar selama 330 hari

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa:



Data:

Tekanan operasi : 1,01325 bar

Suhu operasi : 303,15 K

Bahan bakar solar

Bahan bakar solar digunakan untuk penggerak generator pada saat suplai daya PLN terputus

Diprediksi suplai daya terputus selama 30 hari dalam setiap tahun

$$\begin{aligned} \text{Energi yang harus diadakan} &= 270 \text{ kJ/s} \times [3600 \text{ s/jam}] \times [24 \text{ jam/hari}] \times 365 \text{ hari/tahun} \\ &= 8514720000 \text{ kJ/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai bakar solar} = 43938 \text{ kJ/liter}$$

$$\text{Efisiensi pembakaran} = 90\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume solar} &= \frac{8514720000 \text{ kJ/tahun}}{90\% \times 43938 \text{ kJ/liter}} = 215321,59 \text{ liter/tahun} \end{aligned}$$

Tangki bahan bakar solar

$$\text{Volume solar} = \frac{30}{365} \times 215321,6 \text{ liter} = 17697,7 \text{ liter} = 12000 \text{ liter}$$

2. Volume tangki yang diperlukan

$$\text{Dirancang angka keamanan} = 20\%$$

$$V_t = 120,0\% \times 12000,0 \text{ L} = 14400 \text{ L}$$

3. Ukuran tangki standar

$$\text{Volume tangki yang diperlukan} = 14400 \text{ L} \times \left[\frac{0,0063 \text{ bbl}}{\text{L}} \right] = 90,5760 \text{ bbl}$$

Tangki standar:

Dipilih berdasarkan Appendix E , Brownell and Young

Kapasitas standar : 126 bbl
Diameter tangki , Dt : 30 ft x [0.3048 m /ft]= 9,144 m
Tinggi tangki , Ht : 2 ft x [0.3048 m /ft]= 0,6096 m

Tebal dinding :

Diperoleh dari Brownell and Young Appendix E, item ke 2

Jarak di hitung dari atas

lembar ke	ft	Tebal [in]
1	0 - 6	0,1875
2	6- 12	0,1875

Dengan penambahan faktor korosi pada tebal dinding

lembar ke	ft	Tebal [in]
1	0 - 6	0,3125
2	6- 12	0,3125

Bahan konstruksi : baja SS 316

(Brownell and Young halaman 253)

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses

Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Tank Diam (ft)	Tank Height (ft)										Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	Number of Courses in Completed Tank										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	Shell Plate Thickness (In.)										
10	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	...	...	...	...	...
15	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	...	...	...	...	...
20	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	...	...	...
25	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.20	0.22	...
30	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	$\frac{1}{4}$	$\frac{1}{4}$	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	$\frac{1}{4}$	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	$\frac{1}{4}$	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	$\frac{1}{4}$	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	...	...	52.5
220	$\frac{1}{4}$	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	...	...	...	47.8

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the $1\frac{1}{2}$ -in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

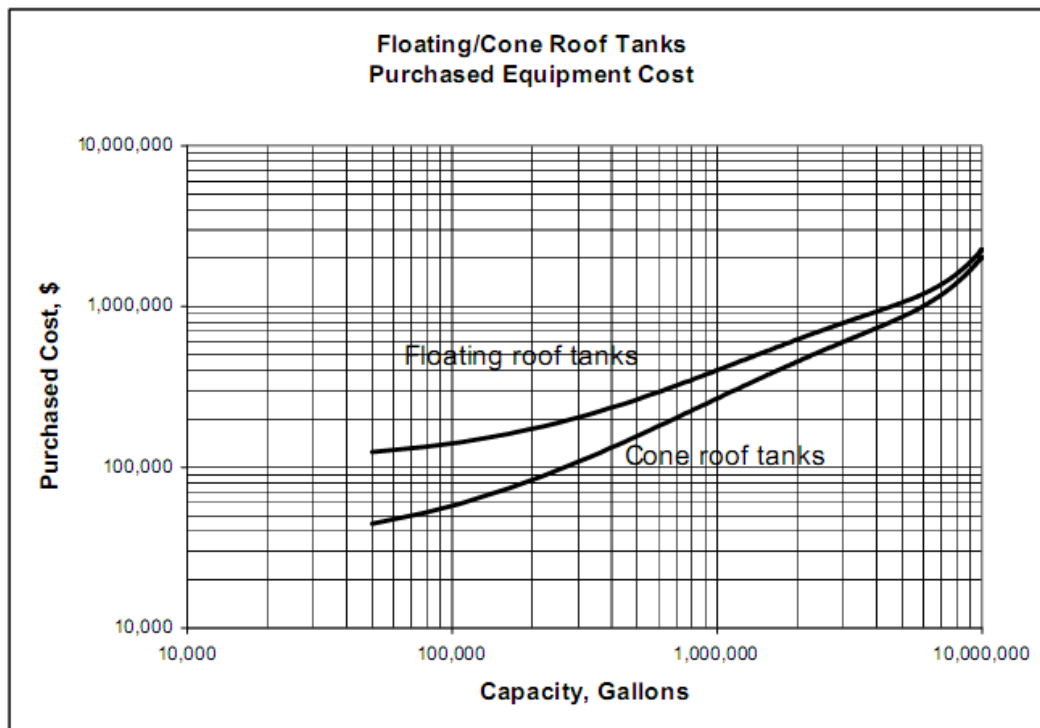
Harga alat:

Kapasitas : 126,0000 barrell x [$158 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{barrell}$] x [gallon / $3.785 \times 10^{-3} \text{ m}^3$]
: 5,E+03 gallon

Harga tahun 1989 = \$ 100000
CEP 2002= 395,6

CEP 2010 = 620

$$\text{Harga tahun 2010} = \$ 100000 \times \frac{620}{395,6} = \$ 156723$$



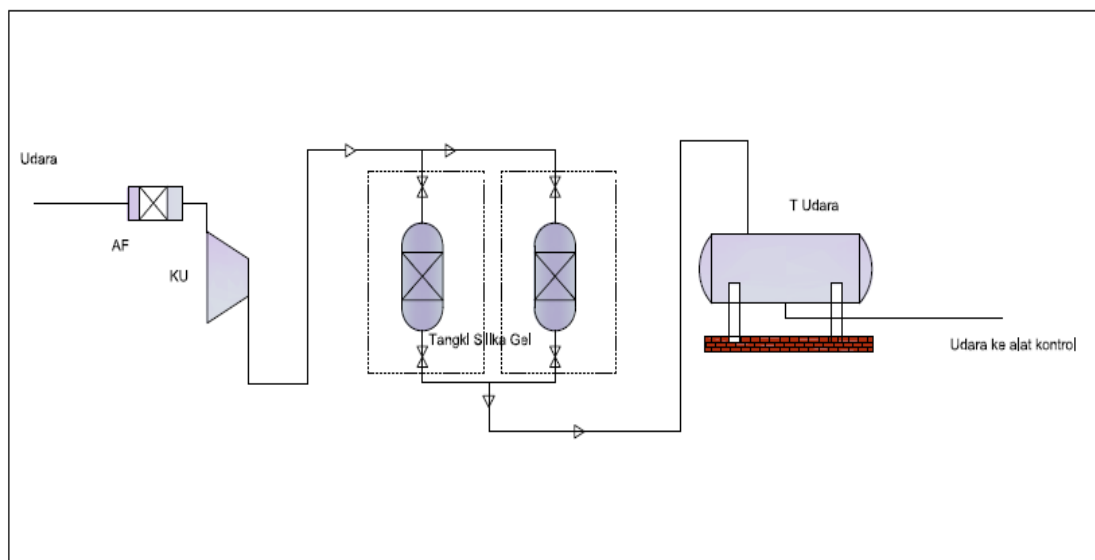
UNIT UDARA TEKAN

Udara tekan dalam pabrik asam fosfat digunakan untuk penggerak alat pengendali secara pneumatis.

Kebutuhan udara tekan adalah :

Jumlah instrumen pengendali	=	14	buah
Setiap intrument membutuhkan	=	2	m ³ /jam
Kebutuhan total	=	28	m ³ /jam
Over design	=	20%	
Kebutuhan udara tekan	=	33,6	m ³ /jam

Sketsa proses pengolahan udara tekan



Uraian proses

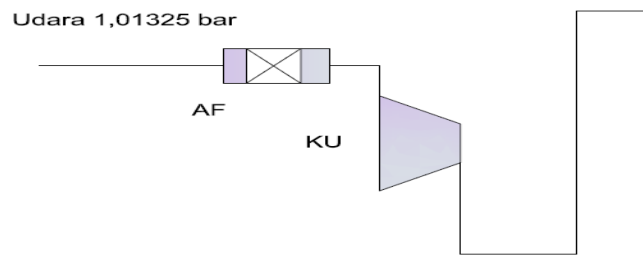
Udara lingkungan dikompresi sampai 4 bar, kemudian dilewatkan dalam tangki silika untuk menghilangkan uap air yang terbawa udara, kemudian ditampung dalam tangki udara.

KOMPRESOR UDARA

Tugas : Menekan udara sebanyak 33,6 m³ /jam dari 1,01325 bar sampai 4 bar
Jenis alat: Kompresor sentrifugal
sketsa :

Suhu : 303,15 K

Udara 4 bar



Data :

Suhu	=	303,15	K
Tekanan , P1	=	1,01325	bar
Tekanan keluar, P2	=	4	bar
Y	=	1,4	

Langkah perhitungan

1. Kapasitas kompresor
2. Jumlah stage
3. Daya Penggerak
4. Motor standart
5. Suhu keluar kompresor

1. Kapasitas kompresor

kecepatan mol

$$P V = n R T_{ref}$$

$$n = \frac{P V}{R T_{ref}}$$

$$n = \frac{33,6 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,01325 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar} / \text{kmol K} \times 303,2 \text{ K}} = 1,350791 \text{ kmol} / \text{jam}$$

2. Jumlah stage

Rasio kompresi / stage berkisar antara 2.1 sampai 7 (Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petro chemical plants, ed III, volume 3, (2001))

Dirancang Rasio kompresi = 4

Maka jumlah stage = 1

Stage ke 1

3. Daya Penggerak

Dihitung dengan persamaan:

$$Power = \frac{n R T_1 \gamma}{\gamma - 1} \left[\frac{P_2^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma}\right)}}{P_1} - 1 \right]$$

$$Y = c_{pg} / (c_{pg} - R_g) = 1,4$$

$$\text{Power} = \frac{1,35079 \text{ kmol/jam} \times 8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 303,2 \text{ K} \times 1,4 \times (0,49)}{1,4 - 1}$$

$$\text{Power} = 5791,02047 \text{ kJ/jam} \times \text{jam}/3600\text{s} = 1,608617 \text{ kJ/s}$$

$$\text{Power} = 1,6086168 \text{ kW}$$

4. Motor Standard

Motor penggerak :

$$\text{Daya yang diperlukan} = 1,60862 \text{ kW} \times 1.341 \text{ hp/kW} = 2,157155 \text{ hp}$$

Efisiensi kompresor berkisar antara 70-80%

$$\text{Diambil efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power} = 2,7 \text{ hp}$$

$$\text{Motor standart dipakai} = 5 \text{ hp}$$

5. Suhu keluar kompresor

Suhu keluar

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = T_1 \times \left(R_c^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} \right)$$

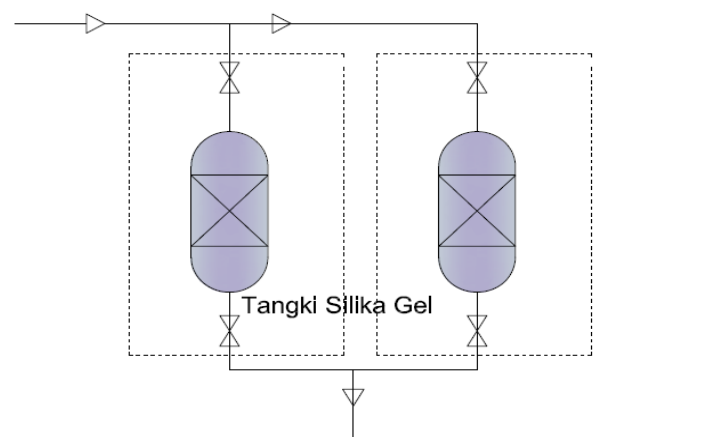
$$T_2 = 303,15 \times 1,485994 = 450,4791688 \text{ K}$$

TANGKI SILIKA (TU-8)

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa :



Data :

$$\text{Kadar uap air dalam udara} = 0,018 \text{ kg/kg udara (humudity chart)}$$

$$\begin{aligned} \text{Mr} &= 28,8 \text{ kg /kmol (massa molekul udara)} \\ \text{Kemampuan penyerapan} &= 0,02 \text{ g /g silika} \end{aligned}$$

Langkah perhitungan

1. Massa air yang diserap

2. Massa silikagel

3. Ukuran tangki

1. Massa air yang diserap

Dirancang, waktu kerja : 7 hari

$$\text{Massa air} : 1,35 \text{ kmol/jam} \times 28,8 \text{ kg/kmol} \times 0,02 \text{ kg /kg} = 0,7 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa air yang harus diserap} : 0,70025 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} = 118 \text{ kg}$$

2. Massa silikagel

$$\text{Massa silika} = \frac{117,64205 \text{ kg}}{0,02 \text{ kg /kg silika}} = 5882,102 \text{ kg}$$

3. Ukuran tangki

$$\text{Rapat massa silika gel} = \frac{1200 \text{ kg /m}^3}{5882,1 \text{ kg}}$$

$$\text{Volume silika} = \frac{5882,1 \text{ kg}}{1200 \text{ kg /m}^3} = 4,90175195 \text{ m}^3$$

$$\text{Dirancang : angka kemanan} = 20\%$$

$$V_t = 120,0\% \times 4,9017519 \text{ m}^3 = 5,8821 \text{ m}^3$$

Dirancang, Diameter = Tinggi

$$\pi D^2 / 4 D = V_t$$

$$D = \left[\frac{4 \times 5,88210234 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1,9565 \text{ m} = 77,0277446 \text{ in}$$
$$r = 38,5138723 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 3,913009 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 309 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

$$f = \text{allowable stress} : 18750 \text{ psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} : 0,8 \text{ (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)}$$

$$c = \text{korosi} : 0,125 \text{ in (Peters \& Timmerhaus)}$$

$$\text{Faktor keamanan} : 20\%$$

Tekanan perancangan (P) : 120% x 58,015 psi
: 69,6181 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{shell}} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

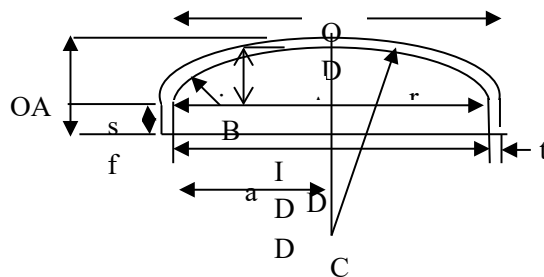
$$t_{\text{shell}} = \frac{69,6181 \times 38,51387}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 69,618} + 0,125$$

$$t_{\text{shell}} = 0,30425 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,3125 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan *head*

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius OD : Outside diameter
sf : Straight flange b : Depth of dish (inside)
r : Radius of dish a : Inside radius
IDs : diameter dalam shell = 1,956505 m = 77,03 in

$$a : \frac{IDs}{2} = \frac{77,02774}{2} = 38,5139 \text{ in}$$

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 58,015 psi
: 69,6181 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 69,6181 \times 38,51387}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 69,618} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,283268 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,3125 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan panjang head

$$\begin{aligned}\text{OD} &= D + 2 \cdot th \\ &= 77,6527 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 78 in dengan $r = 78$ in dengan tebal head 5/16 in diperoleh icr 4.75 in

$$\text{ID} = 77,375 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 38,6875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 38,6875 - 4,75 \\ &= 33,9375 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 78 - 4,75 \\ &= 73,25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 13,0861 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 5/16 in diperoleh $\text{sf} = 2 \text{ in}$ (1,5 – 3 in)

$$\begin{aligned}\text{Panjang head} &= th + b + sf \\ &= 0,3125 + 13,0861 + 2 \\ &= 15,39864 \text{ in} \\ &= 0,391126 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ptotal} &= H + 2 \times \text{panjang head} \\ &= 3,913 + 0,78225 \\ &= 4,695261 \text{ m}\end{aligned}$$

Bahan konstruksi : Baja karbon

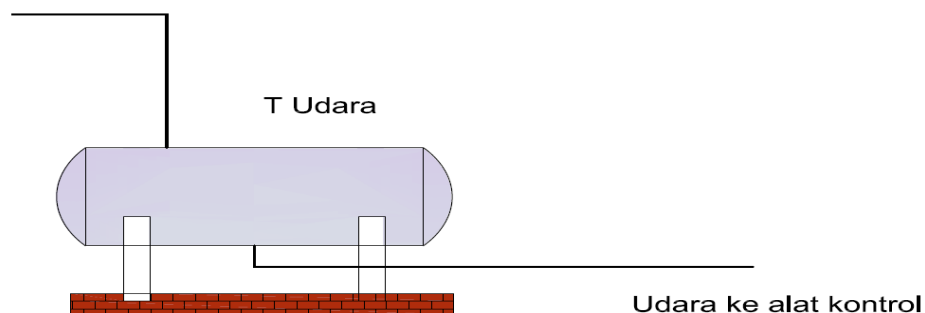
Jumlah : 2

TANGKI UDARA TEKAN (TU-9)

Tugas : Menampung udara tekan selama 240 menit

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

sketsa :



Data :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan mol udara} &= 1,35079 \text{ kmol /jam} \\ \text{Tekanan} &= 4 \text{ bar}\end{aligned}$$

Langkah perhitungan :

1. Volume Tangki

2. Ukuran alat

1. Volume Tangki

$$\text{Mol udara yang disimpan} = 1,35 \text{ kmol/jam} \times [\text{jam}/60 \text{ menit}] \times 240 \text{ menit} = 5 \text{ kmol}$$

$$\text{Volume tangkir, } V_t = 5,4 \text{ kmol} \times 0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar /kmol K} \times 303,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}&\text{-----} \\ &\qquad\qquad\qquad 4 \text{ bar} \\ V_t &= 34,0452 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallast, S.T., halaman XIII)

Dirancang , Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t \qquad \frac{\pi D^2}{4} 3 D = V_t \qquad D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi}\right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 34,0452 \text{ m}^3}{3 \times \pi} \right)^{1/3} = 2,4357 \text{ m} = 95,8917405 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tangki, } L = 3 \times 2,44 \text{ m} = 7,31 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan Stainless Steel Type SA 167 type 309 (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 58,015 psi

$$: 69,6181 \text{ psi}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

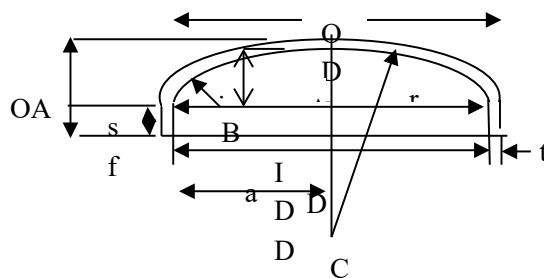
$$\begin{aligned}t_{\text{shell}} &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\ \text{shell} &= \frac{69,6181 \times 47,95}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 69,618} + 0,125\end{aligned}$$

$$t_{\text{shell}} = 0,348148 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,375 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

icr : Inside-corner radius

sf : Straight flange

r : Radius of dish

IDs : diameter dalam shell = 2,43565 m = 95,89 in

$$a : \frac{IDs}{2} = \frac{96}{2} = 47,9459 \text{ in}$$

OD : Outside diameter

b : Depth of dish (inside)

a : Inside radius

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 20%

Tekanan perancangan (P) : 120% x 58,015 psi

: 69,6181 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{head} = \frac{0,885 \times 69,6181 \times 47,95}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 69,618} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,322028 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,375 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan panjang head

$$OD = D + 2 \cdot t_h$$

$$= 96,6417 \text{ in}$$

Lampiran Utilitas

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 96 in dengan $r = 96$ in dengan tebal head $3/8$ in diperoleh $icr = 5.875$ in

$$ID = 95,25 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 47,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 47,625 - 5,88 \\ &= 41,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 96 - 5,88 \\ &= 90,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 16,1285 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head $3/8$ in diperoleh $sf = 2$ in ($1,5 - 3$ in)

$$\begin{aligned} \text{Panjang head} &= th + b + sf \\ &= 0,375 + 16,1285 + 2 \\ &= 18,50352 \text{ in} \\ &= 0,469989 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{total} &= H + 2 \times \text{panjang head} \\ &= 7,307 + 0,94 \\ &= 8,24693 \text{ m} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi : dipilih baja karbon

MANAJEMEN PERUSAHAAN

Dewan Komisaris / Pemegang Saham 1 orang

Karyawan Non Shift

A. Direktur Utama 1 orang

1. Sekretaris Direktur Utama 1 orang

B. Direktur

1. Direktur Produksi dan Teknik 1 orang

2. Sekretaris 1 orang

3. Direktur Umum dan Keuangan 1 orang

4. Sekretaris 1 orang

C. Kepala Bagian

1. Kabag Produksi dan Utilitas 1 orang

2. Kabag Teknik 1 orang

3. Kabag R&D 1 orang

4. Kabag Umum 1 orang

5. Kabag Administrasi 1 orang

6. Kabag Pemasaran 1 orang

7. Kabag HRD 1 orang

D. Kepala Seksi (Kasi)

1. Kasi Proses dan Produksi 1 orang

2. Kasi Control Room 1 orang

3. Kasi Quality Control 1 orang

4. Kasi Utilitas 1 orang

5. Kasi Pemeliharaan dan Bengkel 1 orang

6. Kasi Laboratorium 1 orang

7. Kasi Penelitian dan pengembangan 1 orang

8. Kasi Humas 1 orang

9. Kasi Keamanan 1 orang

10. Kasi Logistik dan Transportasi 1 orang

11. Kasi Keuangan 1 orang

12. Kasi Pembelian dan Penjualan 1 orang

13. Kasi Analisis Pemasaran 1 orang

14. Kasi Perencanaan Pasar 1 orang

15. Kasi K3 1 orang

16. Kasi Personalia 1 orang

17. Kasi Pelatihan Tenaga Kerja 1 orang

18. Kasi Gudang 1 orang

E. Staff

1. Staf Proses dan Produksi	2 orang
2. Staf control room	1 orang
3. Staf Quality Control	2 orang
4. Staf Utilitas	2 orang
5. Staf Pemeliharaan dan Bengkel	2 orang
6. Staf Laboratorium	1 orang
7. Staf Penelitian dan Pengembangan	2 orang
8. Staf Humas	1 orang
9. Staf Keamanan	2 orang
10. Staf Logistik dan Transportasi	1 orang
11. Staf Keuangan	1 orang
12. Staf Gudang	1 orang
13. Staf Pembelian dan Penjualan	2 orang
14. Staf Analisis Pemasaran	2 orang
15. Staf Perencanaan Pasar	2 orang
16. Staf Personalia	1 orang
17. Staf Pelatihan Tenaga Kerja	1 orang
18. Staf K3	1 orang
	27

F. Kesehatan dan Driver

1. Dokter	2 orang
2. Perawat	4 orang
3. Driver	6 orang
Jumlah	71 orang

Karyawan Shift

No	Jabatan	Jumlah Orang per regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1.	Keamanan	3	4	12
2.	Quality Control	2	4	8
3.	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4.	Control Room	2	4	8
5.	Laboratorium	2	4	8
6.	K3	2	4	8
Jumlah				52

Buruh Shift Bagian Produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Reaktor	2	0,5	4	4
2	RDVF	1	0,5	4	2
3	Evaporator	1	0,5	4	2
5	Mixer	1	0,5	4	2

6	Cooler	1	0,25	4	1
7	Heater	1	0,25	4	1
8	Condensor	1	0,25	4	1
9	Pompa Vakum	1	0,25	4	1
10	Gudang	2	0,25	4	2
11	Tangki	3	0,25	4	3
12	Hooper	1	0,25	4	1
13	Screw Conveyor	1	0,25	4	1
14	Bucket Elevator	1	0,25	4	1
15	Belt Elevator	1	0,25	4	1
16	Kompresor	1	0,25	4	1
17	Pompa	9	0,25	4	9
Jumlah					33

5 28

23

Buruh Shift Bagian Utilitas

No	Alat Utilitas	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Pompa	8	0,1	4	3,2
2	Kompresor Udara	1	0,2	4	0,8
3	Bak Air Bersih	1	0,1	4	0,4
4	AE dan KE	4	0,1	4	1,6
5	Deaerator	1	0,2	4	0,8
6	Boiler	1	0,1	4	0,4
6	Tangki NaOH	1	0,1	4	0,4
7	Tangki H2SO4	1	0,1	4	0,4
8	Kondensor	1	0,2	4	0,8
9	Bak Air Sanitasi	1	0,2	4	0,8
10	Cooling Tower	1	0,1	4	0,4
11	Tangki	9	0,2	4	7,2
12	Generator	2	0,2	4	1,6
Jumlah					19

Sehingga Jumlah Karyawan :

$$\text{Jumlah Karyawan} = 71 + 52$$

$$= 123 \text{ orang}$$

$$\text{Jumlah Buruh} = 33 + 19$$

$$= 52 \text{ orang}$$

$$\text{Jumlah Tenaga Kerja} = 175 \text{ orang}$$

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

POMPA (PU-01)

Tugas : Memompa air dari bak air bersih menuju menara air, cooling tower dan kation exchanger.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = -1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 13 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	36979,7410	1,0000	2054,4301	1,0000
Total		36979,7410	1,0000	2054,4301	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	995,6500	995,6500
Total	1,0000		995,6500

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{36979,74 \text{ kg/jam}}{995,6500 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \\
 &= 37,14130568 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,01032 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 10,2722 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 995,6500 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 10,272^{0,54} \times 995,6500^{-0,37}$$

$$= 80,143 \text{ mm}$$

$$= 3,155 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,052502 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,198 \text{ ft} = 0,060452 \text{ m}$$

$$\text{at} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,023 \text{ ft}^2 = 0,002161 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,052502 \text{ m}} = 0,00087$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,010317 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002161 \text{ m}^2} \\ &= 4,77356 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y_i)	μ
Air	18	1,0000	0,0008
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

LAMPIRAN UTILITAS

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{995,6500 \text{ kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 4,7736 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 304305,2639 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

friction factor (f) = 0,019

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 12 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	8	40	12,1920
<i>Sudden enlargement</i>	5	1	5	1,5240
<i>Sudden contraction</i>	2,5	1	2,5	0,7620
<i>Swing check valve</i>	14	1	14	4,2672
<i>Globe valve</i>	52	1	52	15,8496
Total			113,5	34,5948

Diperoleh Le = 34,5948 m

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (12 + 34,59) \times 4,7736^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 19,604 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 995,650 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9757,3700 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

dengan

g = percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = head karena friksi (m)

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 13 \text{ m} - -1 \text{ m}$$

$$= 14 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(4,7736 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 1,1626 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 14 \text{ m} + 1,1626 \text{ m} + 19,6040 \text{ m}$$

$$= 34,7666 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
QL	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,6190^{0,5}}{34,7666^{0,75}}$$

$$= 52,2041$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

- e_{fp} = efisiensi pompa
 h_{man} = head pompa (m)
 QL = kapasitas pompa (m³/s)
 W = daya penggerak poros (watt)
 γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$$e_{fp} = 0,80$$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,01032 \text{ m}^3/\text{s} \times 9757,3700 \text{ N/m}^3 \times 34,7666 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 4374,8197 \text{ watt}$$

$$= 5,866728806 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

$$\text{efisiensi motor} = 0,87$$

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{5,8667}{0,87}$$

$$= 6,74337 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 7,5 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	5	1	5	1,5240
<i>Sudden enlargement</i>	5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	2,5	1	2,5	0,7620

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	14	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	52	1	52	15,8496
Total			59,5	18,1356

Diperoleh $L_e = 18,1356 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 18,14) \times 4,7736^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\
 &= 9,3132 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 4,E-02 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,04248 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} + 1 - 9,31321 \\
 &= 1,6359 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 1,6359 \\
 &= 0,0491
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-01)

Tugas : Memompa air dari bak air bersih menuju
menara air, cooling tower dan kation exchanger.
Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 30 °C
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 2 in = 0,0508 m
OD = 2,38 in = 0,0605 m
ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 37,1413 m³/jam 4013,169733 gal/jam
Head pompa = 34,7666 m 66,88616222 gal/menit
Kecepatan putar = 950 rpm
Motor standar = 7,5 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,6359 m
NPSH yang diperlukan = 0,0491 m

POMPA (PU-02)

Tugas : Memompa air dari cooling tower menuju cooler, kondensor dan reaktor

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 3 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	81386,3500	1,0000	4521,4639	1,0000
Total		81386,3500	1,0000	4521,4639	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	995,6500	995,6500
Total	1,0000		995,6500

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{81386,35 \text{ kg/jam}}{995,6500 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{3600} \\
 &= 81,74192738 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02271 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 22,6073 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 995,6500 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 22,607^{0,54} \times 995,6500^{-0,37}$$

$$= 122,705 \text{ mm}$$

$$= 4,83091 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 4$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,336 \text{ ft} = 0,10226 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} = 0,11430 \text{ m}$$

$$\text{at} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,088 \text{ ft}^2 = 0,00819 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \varepsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\varepsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,1022604 \text{ m}} = 0,00045$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,02271 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00819 \text{ m}^2} \\ &= 2,7712 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (yi)	μ
Air	18	1,0000	0,0008
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V_{\text{lin}}}{\mu} \\ &= \frac{995,6500 \text{ kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 2,7712 \text{ m/s}}{\mu} \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

$$= 0,00082 \text{ kg/m.s}$$

$$= 344089,6041$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai *friction factor* (f) = 0,019

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	9	4	36	10,9728
<i>Sudden enlargement</i>	9	1	9	2,7432
<i>Sudden contraction</i>	4,3	1	4,3	1,3106
<i>Swing check valve</i>	22	1	22	6,7056
<i>Globe valve</i>	90	1	90	27,4320
Total			161,3	49,1642

Diperoleh Le = 49,1642 m

Head Karena friksi

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0,019 \times (4 + 49,16) \times 2,7712^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023}$$

$$= 3,870 \text{ m}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$= 995,650 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 9757,3700 \text{ N/m}^3$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

dengan

- g = percepatan gravitasi normal (m/s²)
- h_f = head karena friksi (m)
- Z₁ = elevasi titik 1 (m)
- Z₂ = elevasi titik 2 (m)
- h_{man} = head pompa
- P₁ = tekanan pada titik 1 (Pa)
- P₂ = tekanan pada titik 2 (Pa)
- V₁ = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

LAMPIRAN UTILITAS

V2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 3 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 2 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(2,77122 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,3918 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 2 \text{ m} + 0,3918 \text{ m} + 3,8704 \text{ m}$$

$$= 6,2622 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q_L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

Ns = kecepatan spesifik

N = kecepatan putar (rpm)

QL = kapasitas pompa (m³/menit)

hman = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 0,05 (asumsi)

n = 1000 rpm x 0,95

= 950 rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 1,3624^{0,5}}{6,2622^{0,75}}$$

$$= 280,108$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{Q_L \times \gamma \times h_{man}}{}$$

LAMPIRAN UTILITAS

efp

Dimana

efp = efisiensi pompa
 hman = head pompa (m)
 QL = kapasitas pompa (m³/s)
 W = daya penggerak poros (watt)
 γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

ofp = 0,80

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,02271 \text{ m}^3/\text{s} \times 9757,3700 \text{ N/m}^3 \times 6,2622 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 1734,2478 \text{ watt}$$

$$= 2,325664149 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

efisiensi motor = 0,87

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{2,3257}{0,87}$$

$$= 2,67318 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 3 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} - h_s - h_{\text{fl}}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	9	0	0	0,0000
<i>Sudden enlargement</i>	9	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	4,3	1	4,3	1,3106
<i>Swing check valve</i>	22	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	90	1	90	27,4320
Total			94,3	28,7426

Diperoleh Le = 28,7426 m

LAMPIRAN UTILITAS

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 28,74) \times 2,7712^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
 &= 2,38367 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 4,E-02 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap} - h_s - h_{fl}}{\gamma} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,04248 \text{ bar} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 2,4}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \\
 &= 6,5654 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,2 \times 6,6 \\
 &= 1,01764
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-02)

Tugas : Memompa air dari cooling tower menuju cooler, kondensor dan reaktor

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 30 °C

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 4 in = 0,1016 m

OD = 4,5 in = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,1023 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 81,7419 m³/jam 11394,6388 gal/jam

Head pompa = 6,2622 m 189,9106467 gal/menit

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 3,0 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 6,5654 m

NPSH yang diperlukan = 1,0176 m

POMPA (PU-03)

Tugas : Memompa air dari kation dan anion exchanger menuju tangki air proses

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 17,46 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 108 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381,234 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	30605,1700	1,0000	1700,2872	1,0000
Total		30605,1700	1,0000	1700,2872	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	995,6500	995,6500
Total	1,0000		995,6500

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{30605,17 \text{ kg/jam}}{995,6500 \text{ kg/m}^3} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \\
 &= 30,73888415 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00854 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 8,5014 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 995,6500 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 8,501^{0,54} \times 995,6500^{-0,37}$$

$$= 72,3592 \text{ mm}$$

$$= 2,84879 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 2$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,05250 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,198 \text{ ft} = 0,06045 \text{ m}$$

$$\text{at} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,023 \text{ ft}^2 = 0,00216 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,0525018 \text{ m}} = 0,00087$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,00854 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00216 \text{ m}^2} \\ &= 3,95069 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y _i)	μ
Air	18	1,0000	0,0008
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

LAMPIRAN UTILITAS

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{995,6500 \text{ kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 3,9507 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 251849,0958 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

$$\text{friction factor (f)} = 0,019$$

Rencana Pemipaan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 18,46 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum Le$ (ft)	$\sum Le$ (m)
<i>Standard Elbow</i>	3,5	5	17,5	5,3340
<i>Sudden enlargement</i>	3,5	1	3,5	1,0668
<i>Sudden contraction</i>	1,6	1	1,6	0,4877
<i>Swing check valve</i>	9,5	1	9,5	2,8956
<i>Globe valve</i>	40	1	40	12,1920
Total			72,1	21,9761

$$\text{Diperoleh } Le = 21,9761 \text{ m}$$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (18,46 + 21,98) \times 3,9507^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 11,653 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 995,650 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9757,3700 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

dengan

$$g = \text{percepatan gravitasi normal (m/s}^2\text{)}$$

$$h_f = \text{head karena friksi (m)}$$

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 17,46 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 16,46 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(3,9507 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,7963 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 16,46 \text{ m} + 0,7963 \text{ m} + 11,6530 \text{ m}$$

$$= 28,9094 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
QL	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,51231^{0,5}}{28,9094^{0,75}}$$

$$= 54,540$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

- e_{fp} = efisiensi pompa
 h_{man} = head pompa (m)
 QL = kapasitas pompa (m³/s)
 W = daya penggerak poros (watt)
 γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$$e_{fp} = 0,80$$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,00854 \text{ m}^3/\text{s} \times 9757,3700 \text{ N/m}^3 \times 28,9094 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 3010,6959 \text{ watt}$$

$$= 4,037408985 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

$$\text{efisiensi motor} = 0,87$$

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{4,0374}{0,87}$$

$$= 4,6407 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 5 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3,5	2	7	2,1336
<i>Sudden enlargement</i>	3,5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,6	1	1,6	0,4877

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	9,5	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	40	1	40	12,1920
Total			48,6	14,8133

Diperoleh $L_e = 14,8133 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 14,81) \times 3,9507^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\
 &= 5,42169 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 4,E-02 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,04248 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 5,42169 \\
 &= 3,52741 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 3,52741 \\
 &= 0,1058
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-03)

Tugas : Memompa air dari kation dan anion exchanger menuju tangki air proses
Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 108 °C
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 2 in = 0,0508 m
OD = 2,38 in = 0,0605 m
ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 30,7389 m³/jam 2498,64494 gal/jam
Head pompa = 28,9094 m 41,64408233 gal/menit
Kecepatan putar = 950 rpm
Motor standar = 5,0 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 3,5274 m
NPSH yang diperlukan = 0,1058 m

POMPA (PU-04)

Tugas : Memompa air dari deaerator menuju boiler

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Bidang datum : Permukaan tanah ($Z=0$ m)

Titik 1

$$P1 = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

$$Z2 = 5,6196 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 108 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381,234 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	4436,7030	1,0000	246,4835	1,0000
Total		4436,7030	1,0000	246,4835	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	951,0000	951,0000
Total	1,0000		951,0000

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{4436,70 \text{ kg/jam}}{951,0000 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{60 \text{ min}} \\
 &= 4,6653 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00130 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 1,2324 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 951,0000 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 1,232^{0,54} \times 951,0000^{-0,37}$$

$$= 25,9388 \text{ mm}$$

$$= 1,02121 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 1,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,134 \text{ ft} = 0,04089 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,158 \text{ ft} = 0,04826 \text{ m}$$

$$\text{at} = 2,04 \text{ in}^2 = 0,014 \text{ ft}^2 = 0,00132 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} = 0,00112$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,00130 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2} \\ &= 0,98465 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y _i)	μ
Air	18	1,0000	0,0003
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\
 &= \frac{951,0000 \text{ kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 0,9846 \text{ m/s}}{0,00028 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 136760,8581
 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

$$friction\ factor\ (f) = 0,019$$

Rencana Pemipaan :

$$Panjang\ pipa\ lurus = 6,6196 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3,5	4	14	4,2672
<i>Sudden enlargement</i>	3,5	1	3,5	1,0668
<i>Sudden contraction</i>	1,6	1	1,6	0,4877
<i>Swing check valve</i>	9	1	9	2,7432
<i>Globe valve</i>	37	1	37	11,2776
Total			65,1	19,8425

$$Diperoleh\ Le = 19,8425 \text{ m}$$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (6,6196 + 19,84) \times 0,9846^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\
 &= 0,608 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned}
 \gamma &= \rho L \times g \\
 &= 951,000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 9319,8000 \text{ N/m}^3
 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2.g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2.g}$$

dengan

$$g = \text{percepatan gravitasi normal (m/s}^2\text{)}$$

$$h_f = \text{head karena friksi (m)}$$

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,8470 \text{ bar} - 1,8470 \text{ bar}}{9319,8000 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 5,6196 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 4,6196 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,98465 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0495 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 4,6196 \text{ m} + 0,0495 \text{ m} + 0,6082 \text{ m}$$

$$= 5,2772 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
QL	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,0778^{0,5}}{5,2772^{0,75}}$$

$$= 76,0823$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

- e_{fp} = efisiensi pompa
 h_{man} = head pompa (m)
 QL = kapasitas pompa (m³/s)
 W = daya penggerak poros (watt)
 γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$$e_{fp} = 0,80$$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,00130 \text{ m}^3/\text{s} \times 9319,8000 \text{ N/m}^3 \times 5,2772 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 79,671 \text{ watt}$$

$$= 0,1068 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

$$\text{efisiensi motor} = 0,87$$

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{0,1068}{0,87}$$

$$= 0,1228 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 0,5 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3,5	1	3,5	1,0668
<i>Sudden enlargement</i>	3,5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,6	1	1,6	0,4877

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	9	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	37	1	37	11,2776
Total			42,1	12,8321

Diperoleh $L_e = 12,8321 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 12,83) \times 0,9846^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\
 &= 0,3868 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 1,E+00 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,8470 \text{ bar} - 1,33042 \text{ bar}}{9319,8000 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 0,38684 \\
 &= 4,1554 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 4,15542 \\
 &= 0,1247
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-04)

Tugas : Memompa air dari deaerator menuju boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 108,234 °C

P1 = 1,8228 atm

P2 = 1,8228 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 1,5 in = 0,0381 m

OD = 1,9 in = 0,0483 m

ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 4,6653 m³/jam 2384,496196 gal/jam

Head pompa = 5,2772 m 39,74160327 gal/menit

Kecepatan putar = 950 rpm

Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 4,1554 m

NPSH yang diperlukan = 0,1247 m

POMPA (PU-05)

Tugas : Memompa air dari tangki kondensat menuju deaerator

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa :

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

$$Z2 = 3,4744 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 126 \text{ }^{\circ}\text{C} = 398,62 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,8 \text{ atm} = 1,8470 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol,jam)	Fraksi Mol
Air	18	3630,0300	1,0000	201,6683	1,0000
Total		3630,0300	1,0000	201,6683	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	939,0700	939,0700
Total	1,0000		939,0700

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{3630,03 \text{ kg/jam}}{939,0700 \text{ kg/m}^3} \times 3600 \text{ s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

$$= 3,865558478 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,001073766 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 1,0083 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 939,0700 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 1,008^{0,54} \times 939,0700^{-0,37}$$

$$= 23,384 \text{ mm}$$

$$= 0,921 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 1,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,13417 \text{ ft} = 0,04089 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,15833 \text{ ft} = 0,04826 \text{ m}$$

$$\text{at} = 2,04 \text{ in}^2 = 0,01417 \text{ ft}^2 = 0,00132 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} = 0,00112$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,00107 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2} \\ &= 0,8159 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y _i)	μ
Air	18	1,0000	0,00023
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

LAMPIRAN UTILITAS

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{939,0700 \text{ kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 0,8159 \text{ m/s}}{0,00023 \text{ kg/m.s}} \\ &= 134929,680 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

friction factor (f) = 0,019

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 4,4744 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3	4	12	3,6576
<i>Sudden enlargement</i>	3	1	3	0,9144
<i>Sudden contraction</i>	1,5	1	1,5	0,4572
<i>Swing check valve</i>	8	1	8	2,4384
<i>Globe valve</i>	32	1	32	9,7536
Total			56,5	17,2212

Diperoleh Le = 17,2212 m

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (4,4744 + 17,22) \times 0,8159^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\ &= 0,342 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 939,070 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9202,8860 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2.g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2.g}$$

dengan

g = percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf = head karena friksi (m)

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,8470 \text{ bar} - 1,8470 \text{ bar}}{9202,8860 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 3,4744 \text{ m} - 1 \text{ m}$$
$$= 2,4744 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,81585 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$
$$= 0,0340 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$
$$= 0 \text{ m} + 2,4744 \text{ m} + 0,0340 \text{ m} + 0,342 \text{ m}$$
$$= 2,8507 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
QL	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

LAMPIRAN UTILITAS

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,0644^{0,5}}{2,8507^{0,75}}$$

$$= 109,911$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

e_{fp} = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$e_{fp} = 0,80$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,00107 \text{ m}^3/\text{s} \times 9202,8860 \text{ N/m}^3 \times 2,8507 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 35,2121 \text{ watt}$$

$$= 0,047 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

efisiensi motor = 0,87

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{0,0472}{0,87}$$

$$= 0,0543 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 0,5 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
Standard Elbow	3	1	3	0,9144
Sudden enlargement	3	0	0	0,0000
Sudden contraction	1,5	1	1,5	0,4572

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	8	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	32	1	32	9,7536
Total			36,5	11,1252

Diperoleh $L_e = 11,1252 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 11,13) \times 0,8159^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\
 &= 0,2387 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 1,E+00 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,8470 \text{ bar} - 1,3649 \text{ bar}}{9202,8860 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 0,2387 \\
 &= 3,9994 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,04 \times 3,9994 \\
 &= 0,1600
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-05)

Tugas : Memompa air dari tangki kondensat menuju deaerator
Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 125,620 °C
P1 = 1,8228 atm
P2 = 1,8228 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 1,5 in = 0,0381 m
OD = 1,9 in = 0,0483 m
ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 3,8656 m³/jam 1975,742779
Head pompa = 2,8507 m 32,92904632 gal/menit
Kecepatan putar = 950 rpm
Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 3,9994 m
NPSH yang diperlukan = 0,1600 m

POMPA (PU-06)

Tugas : Memompa air dari bak hasil sirkulasi pendingin menuju cooling tower

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa :

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 4,6 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	81386,3500	1,0000	4521,4639	1,0000
Total		81386,3500	1,0000	4521,4639	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	1008,8100	1008,8100
Total	1,0000		1008,8100

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{81386,35 \text{ kg/jam}}{1008,8100 \text{ kg/m}^3} \times 3600 \text{ s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

$$= 80,6756 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02241 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 22,6073 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1008,8100 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 22,607^{0,54} \times 1008,8100^{-0,37}$$

$$= 122,110 \text{ mm}$$

$$= 4,807 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 4$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} = 0,10226 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{at} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,08819 \text{ ft}^2 = 0,00819 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,1022604 \text{ m}} = 0,00045$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,02241 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00819 \text{ m}^2} \\ &= 2,7351 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y _i)	μ
Air	18	1,0000	0,0006
Total		1,0000	

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V_{\text{lin}}}{\mu} \\ &= \frac{1008,8100 \text{ kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 2,7351 \text{ m/s}}{0,00060 \text{ kg/m.s}} \\ &= 470255,7923 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

$$\text{friction factor (f)} = 0,019$$

Rencana Pemipaan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 5,6 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	$\sum \text{Le (ft)}$	$\sum \text{Le (m)}$
<i>Standard Elbow</i>	9,5	2	19	5,7912
<i>Sudden enlargement</i>	9,5	1	9,5	2,8956
<i>Sudden contraction</i>	4,4	1	4,4	1,3411
<i>Swing check valve</i>	23	1	23	7,0104
<i>Globe valve</i>	90	1	90	27,4320
Total			145,9	44,4703

$$\text{Diperoleh Le} = 44,4703 \text{ m}$$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + L_e) \times V_{\text{lin}}^2}{2 \times g \times \text{ID}} \\ &= \frac{0,019 \times (5,6 + 44,47) \times 2,7351^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 3,551 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (Weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 1008,810 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9886,3380 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{\text{lin}1}^2}{2 \cdot g} + h_{\text{man}} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{\text{lin}2}^2}{2 \cdot g}$$

dengan

$$g = \text{percepatan gravitasi normal (m/s}^2\text{)}$$

$$h_f = \text{head karena friksi (m)}$$

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9886,3380 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 4,6 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 3,6 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(2,73507 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,3817 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 3,6 \text{ m} + 0,3817 \text{ m} + 3,5506 \text{ m}$$

$$= 7,5323 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
QL	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 1,3446^{0,5}}{7,5323^{0,75}}$$

$$= 242,283$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

- e_{fp} = efisiensi pompa
 h_{man} = head pompa (m)
 QL = kapasitas pompa (m³/s)
 W = daya penggerak poros (watt)
 γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$$e_{fp} = 0,80$$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,02241 \text{ m}^3/\text{s} \times 9886,3380 \text{ N/m}^3 \times 7,5323 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 2085,9956 \text{ watt}$$

$$= 2,7974 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

$$\text{efisiensi motor} = 0,87$$

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{2,7974}{0,87}$$

$$= 3,2154 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 5 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m}$$

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	9,5	0	0	0,0000
<i>Sudden enlargement</i>	9,5	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	4,4	1	4,4	1,3411

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	23	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	90	1	90	27,4320
Total			94,4	28,7731

Diperoleh $L_e = 28,7731 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 28,7731) \times 2,7351^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
 &= 2,32405 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 1,E-01 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,09684 \text{ bar}}{9886,3380 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 2,32405 \\
 &= 5,9454 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh $\sigma 0,135$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,135 \times 5,94541 \\
 &= 0,8026
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-06)

Tugas : Memompa air dari bak hasil sirkulasi pendingin menuju cooling tower
Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 45 °C
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 4 in = 0,1016 m
OD = 4,5 in = 0,1143 m
ID = 4,026 in = 0,1023 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 80,6756 m³/jam 11246
Head pompa = 7,5323 m 187 gal/menit
Kecepatan putar = 950 rpm
Motor standar = 5,0 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 5,9454 m
NPSH yang diperlukan = 0,8026 m

POMPA (PU-07)

Tugas : Memompa air dari tangki air proses menuju mixer

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 59 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	22954,0800	1,0000	1275,2267	1,0000
Total		22954,0800	1,0000	1275,2267	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	995,6500	995,6500
Total	1,0000		995,6500

Volume fluida yang dipompa :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{22954,08 \text{ kg/jam}}{995,6500 \text{ kg/m}^3} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \\
 &= 23,0544 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00640 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{i \text{ opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 6,3761 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 995,6500 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 6,376^{0,54} \times 995,6500^{-0,37}$$

$$= 61,948 \text{ mm}$$

$$= 2,439 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 1,5$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,13417 \text{ ft} = 0,04089 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,15833 \text{ ft} = 0,04826 \text{ m}$$

$$a_t = 2,04 \text{ in}^2 = 0,01417 \text{ ft}^2 = 0,00132 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} = 0,00112$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{a_t} \\ &= \frac{0,00640 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2} \\ &= 4,8658 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y_i)	μ
Air	18	1,0000	0,0008
Total		1,0000	

LAMPIRAN UTILITAS

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{995,6500 \text{ kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 4,8658 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 241604,784 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

friction factor (f) = 0

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 60 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3	3	9	2,7432
<i>Sudden enlargement</i>	3	1	3	0,9144
<i>Sudden contraction</i>	1,5	1	1,5	0,4572
<i>Swing check valve</i>	8	1	8	2,4384
<i>Globe valve</i>	32	1	32	9,7536
Total			53,5	16,3068

Diperoleh Le = 16,3068 m

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (60 + 16,31) \times 4,8658^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\ &= 42,826 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (*Weight density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho L \times g \\ &= 995,650 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9757,3700 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2.g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2.g}$$

dengan

g = percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = head karena friksi (m)

LAMPIRAN UTILITAS

- Z1 = elevasi titik 1 (m)
 Z2 = elevasi titik 2 (m)
 h_{man} = head pompa
 P1 = tekanan pada titik 1 (Pa)
 P2 = tekanan pada titik 2 (Pa)
 V1 = kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
 V2 = kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 59 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 58 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(4,8658 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 1,2080 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 58 \text{ m} + 1,2080 \text{ m} + 42,8260 \text{ m}$$

$$= 102,0339 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

- N_s = kecepatan spesifik
 N = kecepatan putar (rpm)
 QL = kapasitas pompa (m³/menit)
 h_{man} = head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

- Kecepatan putar = 1000 rpm
 Faktor slip = 0,05 (asumsi)
 n = 1000 rpm x 0,95
 = 950 rpm

LAMPIRAN UTILITAS

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,3842^{0,5}}{102,0339^{0,75}}$$

$$= 18,3428$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

e_{fp} = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$e_{fp} = 0,80$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,0064 \text{ m}^3/\text{s} \times 9757,3700 \text{ N/m}^3 \times 102,0339 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 7969,6294 \text{ watt}$$

$$= 10,6874 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

efisiensi motor = 0,87

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{10,6874}{0,87}$$

$$= 12,2844 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 3 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	3	2	6	1,8288
<i>Sudden enlargement</i>	3	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,5	1	1,5	0,4572

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	8	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	32	1	32	9,7536
Total			39,5	12,0396

Diperoleh $L_e = 12,0396 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 12,04) \times 4,8658^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\
 &= 9,0020 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = $4, \text{E}-02 \text{ bar}$

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,04248 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} + 1 - 9,00197 \\
 &= 1,9471 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 1,94712 \\
 &= 0,0584
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-07)

Tugas : Memompa air dari tangki air proses menuju mixer
Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 30 °C
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 1,5 in = 0,0381 m
OD = 1,9 in = 0,0483 m
ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 23,0544 m³/jam 1873,96
Head pompa = 102,0339 m 31,23262147 gal/menit
Kecepatan putar = 950 rpm
Motor standar = 3,0 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,9471 m
NPSH yang diperlukan = 0,0584 m

POMPA (PU-08)

Tugas : Memompa air dari tangki air proses menuju RDVF

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa :

Bidang datum : Permukaan tanah (Z=0 m)

Titik 1

$$P1 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z1 = 1 \text{ m}$$

Titik 2

$$P2 = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$Z2 = 81 \text{ m}$$

Data fluida

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

Data fluida yang dipompa

Komponen	BM	W (kg/jam)	Fraksi Massa	n (Kmol.jam)	Fraksi Mol
Air	18	7651,0900	1,0000	425,0606	1,0000
Total		7651,0900	1,0000	425,0606	1,0000

1. Menghitung kapasitas pompa

Data densitas komponen

Komponen	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Air	1,0000	995,6500	995,6500
Total	1,0000		995,6500

Volume fluida yang dipompa :

$$Q_L = \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{7651,09 \text{ kg/jam}}{995,6500 \text{ kg/m}^3} \quad 3600 \text{ s}$$

LAMPIRAN UTILITAS

$$= 7,6845 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,002135 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Dari persamaan 5.14 Coulson hal 221 didapat

$$D_{\text{opt}} = 293 \times (G)^{0,54} \times (\rho)^{-0,37}$$

$$G = 2,1253 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 995,6500 \text{ kg/m}^3$$

maka,

$$= 293 \times 2,125^{0,54} \times 995,6500^{-0,37}$$

$$= 34,228 \text{ mm}$$

$$= 1,348 \text{ in}$$

Berdasarkan standar dipilih ukuran pipa (Kern, hal 844)

$$\text{NPS} = 0,8$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} = 0,069 \text{ ft} = 0,02093 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft} = 0,02667 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,534 \text{ in}^2 = 0,004 \text{ ft}^2 = 0,00034 \text{ m}^2$$

3. Head Pompa

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi berupa baja komersial

Berdasarkan tabel 6.1 hal 371, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh

$$\text{kerasan pipa } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

b. Kekerasan relatif

Berdasarkan data tersebut diperoleh kekerasan relatif

$$\frac{\epsilon}{\text{ID}} = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,02093 \text{ m}} = 0,00218$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{Q_L}{\text{at}} \\ &= \frac{0,00213 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00034 \text{ m}^2} \\ &= 6,1959 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Viskositas

Data Viskositas komponen

Komponen	BM	Fraksi mol (y _i)	μ
Air	18	1,0000	0,0008
Total		1,0000	

LAMPIRAN UTILITAS

e. Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan, digunakan rumus

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \times ID \times V_{lin}}{\mu} \\ &= \frac{995,6500 \text{ kg/m}^3 \times 0,0209 \text{ m} \times 6,1959 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 157455,993 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

(Berdasarkan fig 6.13 hal 370, Fluid Mechanics 7th, White, F.M.) diperoleh nilai

$$\text{friction factor (f)} = 0,019$$

Rencana Pemipaan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 82 \text{ m}$$

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
<i>Standard Elbow</i>	2,3	3	6,9	2,1031
<i>Sudden enlargement</i>	2,3	1	2,3	0,7010
<i>Sudden contraction</i>	1,1	1	1,1	0,3353
<i>Swing check valve</i>	5,5	1	5,5	1,6764
<i>Globe valve</i>	24	1	24	7,3152
Total			39,8	12,1310

$$\text{Diperoleh Le} = 12,1310 \text{ m}$$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,019 \times (82 + 12,13) \times 6,1959^2}{2 \times 9,8 \times 0,02093} \\ &= 167,3710 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Rapat Berat (Weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 995,650 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 9757,3700 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan persamaan bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

dengan

$$g = \text{percepatan gravitasi normal (m/s}^2\text{)}$$

$$h_f = \text{head karena friksi (m)}$$

LAMPIRAN UTILITAS

Z1	=	elevasi titik 1 (m)
Z2	=	elevasi titik 2 (m)
h _{man}	=	head pompa
P1	=	tekanan pada titik 1 (Pa)
P2	=	tekanan pada titik 2 (Pa)
V1	=	kecepatan linier pada titik 1 (m/s)
V2	=	kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Head beda tekanan

$$\frac{P2 - P1}{\gamma} = \frac{1,0133 \text{ bar} - 1,0133 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z2 - Z1) = 81 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 80 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{(6,1959 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 1,9586 \text{ m}$$

Head Pompa

$$h_{man} = \frac{P2 - P1}{\gamma} + (Z2 - Z1) + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$= 0 \text{ m} + 80 \text{ m} + 1,9586 \text{ m} + 167,3710 \text{ m}$$

$$= 249,3297 \text{ m}$$

4. Kecepatan Spesifik

Dihitung menggunakan persamaan

$$N_s = \frac{N \times Q_L^{0,5}}{h_{man}^{0,75}} \quad (\text{Kirk-Othmer, 5th edition})$$

dimana

N _s	=	kecepatan spesifik
N	=	kecepatan putar (rpm)
Q _L	=	kapasitas pompa (m ³ /menit)
h _{man}	=	head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14-2 Ludwig, E.E, 3th, volume 3, halaman 624

Kecepatan putar	=	1000	rpm
Faktor slip	=	0,05	(asumsi)
n	=	1000	rpm x 0,95
	=	950	rpm

maka kecepatan spesifik

$$N_s = \frac{950 \times 0,1281^{0,5}}{249,3297^{0,75}}$$

$$= 5,4185$$

5. Daya Gerak Pompa

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana

e_{fp} = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa (m)

QL = kapasitas pompa (m³/s)

W = daya penggerak poros (watt)

γ = rapat berat (N/m³)

Dari fig 10.63 Towler and Sinnott (2008), halaman 625 diperoleh efisiensi pompa

$$e_{fp} = 0,80$$

maka daya penggerak pompa

$$-W = \frac{0,002135 \text{ m}^3/\text{s} \times 9757,3700 \text{ N/m}^3 \times 249,3297 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 6491,2879 \text{ watt}$$

$$= 8,7050 \text{ hp}$$

tanda minus menandakan aliran memerlukan kerja dari luar

6. Motor Standar

Diperoleh dari fig 14,38 Peters, M.S.,K.D., Timmerhouse ed IV (1991) halaman 521

$$\text{efisiensi motor} = 0,87$$

Maka

$$\text{daya motor yang diperlukan} = \frac{8,7050}{0,87}$$

$$= 10,0057 \text{ hp}$$

Dipilih daya motor standar yaitu 10 hp (Ludwig,E.E, halaman 628)

7. Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head friksi pada daerah hisap

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

Jenis	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
<i>Standard Elbow</i>	2,3	2	4,6	1,4021
<i>Sudden enlargement</i>	2,3	0	0	0,0000
<i>Sudden contraction</i>	1,1	1	1,1	0,3353

LAMPIRAN UTILITAS

<i>Swing check valve</i>	5,5	0	0	0,0000
<i>Globe valve</i>	24	1	24	7,3152
Total			29,7	9,0526

Diperoleh $L_e = 9,0526 \text{ m}$

Head Karena friksi

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L + L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times (4 + 9,05) \times 6,1959^2}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\
 &= 23,2083 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan uap fluida

Diperoleh tekanan uap fluida = 4,E-02 bar

maka

NPSH

$$\begin{aligned}
 &= \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} - h_s - h_{fl} \\
 &= \frac{1,0133 \text{ bar} - 0,04248 \text{ bar}}{9757,3700 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} - 1 - 23,2083 \\
 &= 14,2592 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan

Dari gambar 2.20 Sularso dan Tahara, tahun 2000 halaman 46 diperoleh σ

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,03 \times 14,2592 \\
 &= 0,4278
 \end{aligned}$$

karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, maka pompa yang dirancang memenuhi syarat

POMPA (PU-08)

Tugas : Memompa air dari tangki air proses menuju RDVF

Jenis : Pompa sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 30 °C
 P1 = 1 atm
 P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

IPS = 0,75 in = 0,0191 m
 OD = 1,05 in = 0,0267 m
 ID = 0,824 in = 0,0209 m

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 7,6845 m³/jam 625
 Head pompa = 249,3297 m 10,41190115
 Kecepatan putar = 950 rpm
 Motor standar = 10,0 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 14,2592 m
 NPSH yang diperlukan = 0,4278 m

LAMPIRAN EKONOMI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Asam Fosfat dari Batuan Fosfat dan asam sulfat yang berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini ditinjau dari aspek evaluasi kelayakan ekonomi yang dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal industri terdiri dari 2 yaitu :

- 1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
- 2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

1. Modal tetap (*Fixed Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap (Fix Capital) terdiri dari :

- a. *Phsyical plant cost*
 - *Purchased equipment*
 - *Equipment installation*
 - *Piping*
 - *Instrumentation*
 - *Insulation*
 - *Electrical*
 - *Building*
 - *Land & yard improvements*
 - *Utilities*
- b. *Direct plant cost*
 - *Phsyical plant cost*
 - *Engineering and construction*
- c. *Contractor fee*
- d. *Contingency*

LAMPIRAN EKONOMI

a *Phsyical plant cost*

- **Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)**

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 16)

Dimana : E_x = Harga alat pada tahun x
 E_y = Harga alat pada tahun y
 N_x = Indeks harga pada tahun x
 N_y = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dimana :

C_a = Kapasitas alat a
 C_b = Kapasitas alat b
 E_a = Biaya peralatan saat kapasitas C_a (US \$)
 E_b = Biaya peralatan saat kapasitas C_b (US \$)

Dalam penentuan harga alat - alat pabrik Asam Fosfat dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar pada Juni 2022, US \$ 1 = Rp 14.835,30
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku "*Chemical Engineering Cost Estimation*" karangan R. S. Aries dan R. D. Newton (1955)

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

CE Index diambil dari :

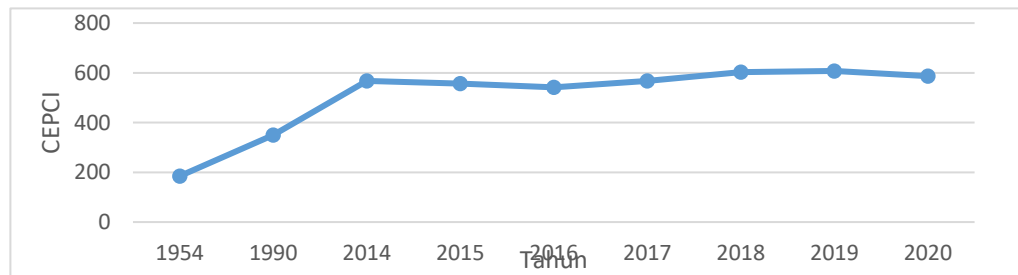
(www.chemengonline.com, "*Annual Plant Cost Index*")

- CE Index Tahun	1954	=	185
- CE Index Tahun	1982	=	315
- CE Index Tahun	1990	=	357,6
- CE Index Tahun	2011	=	585,7
- CE Index Tahun	2012	=	584,6

LAMPIRAN EKONOMI

- CE Index Tahun 2013 = 567,3
- CE Index Tahun 2014 = 576,1
- CE Index Tahun 2015 = 556,8
- CE Index Tahun 2016 = 541,7
- CE Index Tahun 2017 = 567,5
- CE Index Tahun 2018 = 603,1
- CE Index Tahun 2019 = 607,5
- CE Index Tahun 2020 = 586,2
- CE Index Tahun 2021 = 655,9
- CE Index Tahun 2022 = 615

Dari data diatas dapat di buat grafik sebagai berikut



i. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Parameter	Unit	Jml	Harga Satuan Literatur, \$	Tahun index	Harga 2022, \$
1	Reaktor	R	6593,73	gall	2	17.644	1954	117.309,18
2	RDVF	RDVF	146,5	ft ²	1	1.634	1954	5.431,67
3	Evaporator	EV-01	904,9	ft ²	1	2.470	1954	8.210,02
4	Condensor-01	CD-01	110,02	ft ²	1	1.000	1954	3.324,32
5	Accumulator	ACC	80,00	gall	1	600	1954	1.994,59
6	Mixer-1	M-01	10.395,17	gall	1	20.656	1954	68.668,20
7	Heater 1	HE-01	28,59	ft ²	1	1.500	1954	4.986,49
8	Cooler 1	CL-01	85,79	ft ²	1	7.000	1954	23.270,27
9	Tangki 1	T-01	1.880.551	gall	1	290.764	1954	966.594,82
10	Tangki 2	T-02	23.865	gall	1	10.000	1954	33.243,24
11	Tangki 3	T-03	470.137	gall	1	126.562	1954	420.734,69
12	Kompresor	K-01	150	t3/menit	1	3.893	1954	12.941,05
13	Hopper	H	2.905	gall	1	1.900	1954	6.316,22
14	Pompa 1	P-01	61,04	gpm	1	490	1954	1.628,92
15	Pompa 2	P-02	61,04	gpm	1	490	1954	1.628,92
16	Pompa 3	P-03	101,26	gpm	1	600	1954	1.994,59
17	Pompa 4	P-04	161,14	gpm	1	700	1954	2.327,03
18	Pompa 5	P-05	3,67	gpm	1	350	1954	1.163,51
19	Pompa 6	P-06	101,26	gpm	1	600	1954	1.994,59
20	Pompa 7	P-07	39,60	gpm	1	450	1954	1.495,95
21	Pompa 8	P-08	3,85	gpm	1	350	1954	1.163,51

LAMPIRAN EKONOMI

22	Pompa 9	P-09	40,28	gpm	1	450	1954	1.495,95
23	Pompa vakum	PV	3,07	gpm	1	1.800	1954	5.983,78
24	Bucket Elevator	BE	34	ft	1	1.000	1954	3.324,32
25	Belt Conveyor	BC	33	ft	1	1.200	1954	3.989,19
26	Screw Conveyor	SC	33	ft	1	2.000	1954	6.648,65
Total								1.707.863,69

Berdasarkan tabel diatas, maka dapat diketahui PEC alat proses yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{PEC alat proses} &= 125\% \text{ Harga total} \\
 &= \$ 2.134.829,6 \\
 &= \text{Rp } 31.670.837.795
 \end{aligned}$$

ii. *Purchasing Equipment Cost (PEC) alat utilitas*

Harga masing - masing alat utilitas dapat dilihat pada tabel lampiran biaya utilitas berikut

No	Nama Alat	Volume (m ³)	Jumlah	Harga (Rp/m ³)	Harga Total (Rp)
1	Bak Air Bersih	40.000,00	1,00	260.000,00	10.400.000.000
2	Bak Air Rumah Tangga	29,40	1,00	260.000,00	7.644.000
3	Bak Air Sirkulasi	537,08	1,00	260.000,00	139.639.500
				Rp	10.547.283.500
				\$	710.958,56

No	Nama Alat	Parameter	Unit	Harga Satuan 1954, \$	Harga Satuan 2022, \$
1	Cooling Tower	19.680,0	gph	14.000,00	46.540,54
2	Kation Exchanger	460,15	ft ³	22.000,00	73.135,14
3	Anion Exchanger	421,30	ft ³	32.000,00	106.378,38
4	Deaerator	628,36	gallon	2.500,00	8.310,81
5	Tangki Air Proses	1.593.277	gallon	100.000,00	332.432,43
6	Tangki Hidrazin	1.825,16	gallon	5.000,00	16.621,62
7	Tangki Cl	1.941,60	gallon	5.000,00	16.621,62
8	Tangki H ₂ SO ₄	380,40	gallon	1.900,00	6.316,22
9	Tangki NaOH	151,30	gallon	1.100,00	3.656,76
10	Boiler	49.165,28	lb/jam	150.000,00	498.648,65
11	Tangki BB Boiler	43.514,42	gallon	20.000,00	132.972,97
12	Tangki Kondensat	3.352,34	gallon	4.000,00	13.297,30
13	Kompresor Udara	19,77	ft ³ /men	3.780,98	12.569,19
14	Tangki Silika	1.532,20	gallon	4.000,00	13.297,30
15	Tangki Udara Tekan	8.992,40	gallon	11.000,00	36.567,57

LAMPIRAN EKONOMI

16	Pompa Utilitas 1	67	Gpm	300,00	1.994,59
17	Pompa Utilitas 2	190	Gpm	490,00	3.257,84
18	Pompa Utilitas 3	42	Gpm	280,00	1.861,62
19	Pompa Utilitas 4	39,74	Gpm	270,00	1.795,14
20	Pompa Utilitas 5	32,92	Gpm	260,00	1.728,65
21	Pompa Utilitas 6	187,00	Gpm	490,00	3.257,84
22	Pompa Utilitas 7	31,2	Gpm	260,00	1.728,65
23	Pompa Utilitas 8	10,4	Gpm	205,00	1.362,97
				\$	1.334.353,79

Berdasarkan tabel diatas, maka dapat diketahui PEC alat utilitas yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{PEC alat utilitas} &= 125\% \text{ Harga total} \\
 &= \$ 1.667.942,23 + \text{Rp } 13.184.104.375 \\
 &= \text{Rp } 37.928.527.803,20
 \end{aligned}$$

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses = \$ 2.134.830

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas = \$ 1.667.942 + Rp 13.184.104.375

Purchasing Equipment Cost (PEC) = \$ 3.802.772 + Rp 13.184.104.375

Biaya alat sampai di tempat meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, biaya pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan proses dan utilitas sampai tempat = 15-40 % PEC. (Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{PEC sampai di tempat} &= \$3.802.771,85 + \text{Rp } 13.184.104.375 \\
 &= \$4.691.470,05 \\
 &= \text{Rp}69.599.365.598
 \end{aligned}$$

- **Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses**

Biaya instalasi tiap alat diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC tiap alat. Persen ekuivalen dapat dilihat dari Tabel 15 Aries & Newton halaman 76.

i. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses

Table 15. Total Installation Cost
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

Type of equipment	Installation cost, %
Evaporators.....	10-30
Heat exchangers.....	5-20
Mixers.....	5-15
Metal tanks.....	20-40
Wood tanks.....	30-60
Vacuum crystallizers.....	40-55
Mechanical crystallizers.....	30-50
Centrifugal separators.....	10-25
Compressors.....	20-60
Pumps.....	5-20
Towers.....	25-50
Filters.....	25-45
Dryers.....	30-60

LAMPIRAN EKONOMI

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Reaktor	10	23.461,84
2	RDVF	25	1.357,92
3	Evaporator	25	2.052,51
4	Condensor-01	10	332,43
5	Accumulator	10	199,46
6	Mixer-1	10	6.866,82
7	Heater 1	10	498,65
8	Cooler 1	10	2.327,03
9	Tangki 1	10	96.659,48
10	Tangki 2	10	3.324,32
11	Tangki 3	10	42.073,47
12	Kompresor	20	2.588,21
13	Hopper	10	631,62
14	Pompa 1	10	162,89
15	Pompa 2	10	162,89
16	Pompa 3	10	199,46
17	Pompa 4	10	232,70
18	Pompa 5	10	116,35
19	Pompa 6	10	199,46
20	Pompa 7	10	149,59
21	Pompa 8	10	116,35
22	Pompa 9	10	149,59
23	Pompa vakum	10	598,38
24	Bucket Elevator	10	332,43
25	Belt Conveyor	10	398,92
26	Screw Conveyor	10	664,86
Total \$			185.857,65

ii. *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas*

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Bak Air Bersih dan RT	10	71.095,86
2	Cooling Tower	20	9.308,11
3	Kation Exchanger	20	14.627,03
4	Anion Exchanger	20	21.275,68
5	Deaerator	10	831,08
6	Tangki Air Proses	35	116.351,35
7	Tangki Hidrazin	35	5.817,57
8	Tangki Cl	35	5.817,57
9	Tangki H ₂ SO ₄	35	2.210,68

LAMPIRAN EKONOMI

10	Tangki NaOH	35	1.279,86
11	Boiler	20	99.729,73
12	Tangki BB Boiler	35	46.540,54
13	Tangki Kondensat	35	4.654,05
14	Kompresor Udara	20	2.513,84
15	Tangki Silika	35	4.654,05
16	Tangki Udara Tekan	35	12.798,65
17	Pompa Utilitas 1	10	398,92
18	Pompa Utilitas 2	10	651,57
19	Pompa Utilitas 3	10	372,32
20	Pompa Utilitas 4	10	359,03
21	Pompa Utilitas 5	10	345,73
22	Pompa Utilitas 6	10	651,57
23	Pompa Utilitas 7	10	345,73
24	Pompa Utilitas 8	10	272,59
Total \$			422.903,10

Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Prosi = \$ 185.857,65

Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utili = \$ 422.903,10

Purchasing Equipment Installation (PEI) = \$ 608.760,75

- Piping

Biaya pemipaan diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 17 Aries & Newton hal 78.

PEC = \$ 4.691.470,05

Biaya material = 21% PEC = \$ **985.208,71**

Upah tenaga kerja = 15% PEC = \$ **703.720,51**

Total piping Cost = \$ 1.688.929,22

Table 17. Piping Cost
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

Process	Material, %	Labor, %	Total, %
Solid.....	8	6	14
Solid-fluid.....	21	15	36
Fluid.....	49	37	86

- Instrumentation

Biaya instrumentasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 19 Aries & Newton hal 97.

LAMPIRAN EKONOMI

Sistem instrumentasi : Some specific controls

PEC = \$ 4.691.470,05

Biaya material = 12% PEC = \$ **562.976,41**

Upah tenaga kerja = 3% PEC = \$ **140.744,10**

Total Instrumentation Cost = \$ 703.720,51

Table 19. Instrumentation Cost
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Few or no controls.....	4	1	5
Some specific controls....	12	3	15
Extensive controls.....	24	6	30

- *Insulation*

Biaya isolasi pipa diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 21 Aries & Newton hal 98.

PEC = \$ 4.691.470,05

Biaya material = 3% PEC = \$ **140.744,10**

Upah tenaga kerja = 5% PEC = \$ **234.573,50**

Total Insulation Cost = \$ 375.317,60

Table 21. Insulation Cost
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Insulation.....	3	5	8

- *Electrical*

Listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu digunakan generator untuk kebutuhan listrik cadangan. Biaya instalasi listrik diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 13% dari PEC.

(Aries & Newton hal 102)

Table 22. Installed Cost of Electrical Auxiliaries

Auxiliary	Cost
Substations and switch gear.....	\$30/kva
Overhead feeders.....	5/ft
Underground feeders.....	10/ft

The complete installed cost of substations, feeders, and wiring may be estimated as being equivalent to 10 to 15 per cent of the purchased-equipment value.

LAMPIRAN EKONOMI

PEC = \$ 4.691.470,05

Instalasi kelistrikan = \$ 609.891,11

= Rp 9.047.917.528

Biaya listrik 1 tahun :

Kapasitas listrik = 337,50 kVA

karena kebutuhan pabrik di atas 200 kVA, sehingga kebutuhan listrik pabrik

tergolong industri skala menengah, sehingga tarif listrik = Rp 1.115 /kWh

Listrik Penerangan Pabrik

Beroperasi pukul 17.00 - 07.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 14 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 16 kW

Biaya Penggunaan Listrik = **Rp82.420.800,00**

Listrik Elektronik dan Perkantoran

Beroperasi pukul 07.00 - 17.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 24 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 70 kW

Biaya Penggunaan Listrik = **Rp618.156.000,00**

Kebutuhan Listrik Proses dan Utilitas

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 24 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 132 kW

Biaya Penggunaan Listrik = **Rp1.165.665.600,00**

Biaya Listrik = Rp 1.866.242.400,00

= \$ 125.797,42

Untuk keadaan darurat, digunakan electric generator. Kebutuhan listrik di

perusahaan sebesar 500 kW, sehingga dibeli generator kekuatan 500 kW.

Electric generator = \$ 57.500,00

Instalasi kelistrikan = Rp 9.047.917.528

Biaya listrik = Rp 1.866.242.400

Electric generator = US\$ 57.500,00

= US\$ 57.500 + Rp 10.914.159.928

Electrical cost = \$ 793.188,52

LAMPIRAN EKONOMI

- *Building*

Biaya pembangunan gedung diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.27 Aries & Newton halaman 108.

Table 27. Total Erected Building Cost
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

Equipment cost	Outdoor construction, %	Indoor construction, %
Less than \$250,000....	50	80
\$250,000-\$1,000,000...	40	65
More than \$1,000,000..	30	50

$$\text{PEC} = \$ 4.691.470,05$$

Tipe bangunan dibagi menjadi 3 :

- bangunan PEC kurang dari 250.000 \$
- bangunan PEC diantara 250.000 \$ - 1.000.000 \$
- bangunan PEC diatas 1.000.000 \$

Untuk bangunan PEC diatas 1.000.000 \$:

$$\text{Biaya bangunan outdoor} = 30 \% \text{ PEC} = \$ 1.407.441,01$$

$$\text{Biaya bangunan indoor} = 50 \% \text{ PEC} = \$ 2.345.735,02$$

$$\begin{aligned} \text{Total building cost} &= \$ 3.753.176,04 \\ &= \text{Rp}55.679.492.479 \end{aligned}$$

- *Land & yard improvement*

Harga tanah dihitung per m² sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 13% dari PEC. (Aries & Newton halaman 109)

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp } 5.000.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Luas tanah} = 60000 \text{ m}^2$$

$$\text{Biaya tanah} = \text{Rp } 300.000.000.000 = \$ 20.222.037,98$$

Yard improvement t 13% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Pagar besi
- Trotoar beton

$$\text{Yard improvement} = 13\% \text{ PEC} \quad (\text{Aries hal 109})$$

LAMPIRAN EKONOMI

	= \$	609.891,11	
	= Rp	9.047.917.528	
Land (Tanah pabrik)	= Rp	300.000.000.000	
Yard improvement	= Rp	9.047.917.528	
Total land & yard improvement Cost	= Rp	309.047.917.528	

Kesimpulan :

Purchased equipment	= \$	3.802.771,85	+	\$	13.184.104.375,00
Equipment installation	= \$	608.760,75			
Piping	= \$	1.688.929,22			
Instrumentation	= \$	703.720,51			
Insulation	= \$	375.317,60			
Electrical	= \$	57.500,00	+	Rp	10.914.159.928
Building	=		+	Rp	55.679.492.479
Land & yard improvements	=		+	Rp	309.047.917.528
Phsyical plant cost	= \$	7.236.999,92	+	Rp	388.825.674.309

* **Direct plant cost**

Direct plant cost adalah penjumlahan *phsyscal plant cost* dan *engineering and construction*.

- **Phsyical plant cost**

Phsyical plant cost = \$ 7.236.999,92 + Rp 388.825.674.309

- **Engineering and construction**

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel. 4

(Aries & Newton halaman 4)

PEC = \$ 4.691.470,05

Tipe Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari \$1.000.000 = 30%
- PEC di antara \$1.000.000 - \$5.000.000 = 25%
- PEC diatas \$5.000.000 = 20%

Table 4. Cost of Engineering and Construction
(Equivalent to percentages of physical cost)

<i>Physical cost</i>	<i>Engineering and construction cost, %</i>
Less than \$1,000,000	30
\$1,000,000–\$5,000,000	25
More than \$5,000,000	20

Untuk PEC diantara \$1.000.000 sampai \$5.000.000

= 25% PEC

= \$ 1.172.867,51

LAMPIRAN EKONOMI

Physical plant cost	=	\$	7.236.999,92	+	Rp	388.825.674.309
Engineering and construction	=	\$	1.172.867,51			
Direct plant cost	=	\$	8.409.867,44	+	Rp	388.825.674.309
	=	\$	34.619.359,28			
	=	Rp	513.588.580.680			

* Contractor fee

Upah kontraktor 7% dari direct plant cost. (Aries & Newton hal 4)

Contractor fee Cost	=	\$	2.423.355,15

Contractor's Fee. The contractor's fee depends upon the size, complexity, and location of the plant. It may be estimated as being equivalent to 4 to 10 per cent of the direct plant cost, which is the sum of the physical-plant cost and the engineering and construction expense.¹⁵

Contingency. In order to compensate for unpredictable expense, minor process changes, price changes, and estimating errors, a contingency charge is applied against the direct plant

* Contingency

Biaya cadangan / darurat tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3: (Aries & Newton halaman 4)

- Level rendah = 10% *Direct Plant Cost*
- Level rata-rata = 15% *Direct Plant Cost*
- Level tinggi = 25% *Direct Plant Cost*

Dipilih contingency rata-rata.

Contingency cost	=	\$	5.192.903,89

Table 5. Cost of Contingency
(Equivalent to percentages of direct plant cost).

Contingency level	Contingency cost, %
Low	10
Average	15
High	25

Physical plant cost	=	\$	7.236.999,92	+	Rp	388.825.674.309
Direct plant cost	=	\$	8.409.867,44	+	Rp	388.825.674.309
Contractor fee	=	\$	2.423.355,15			
Contingency	=	\$	5.192.903,89			
Fixed Capital	=	\$	23.263.126,40	+	Rp	777.651.348.618

Kesimpulan

Komponen	Dollar, \$		Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	7.236.999,92	+	388.825.674.309,16
<i>Direct plant cost</i>	8.409.867,44	+	388.825.674.309,16
<i>Contractor fee</i>	2.423.355,15	+	0,00
<i>Contingency</i>	5.192.903,89	+	0,00
Fixed Capital	23.263.126,40	+	777.651.348.618,32

Fixed Capital Total (Dollar, \$) = US\$ 75.682.110,08

(Rupiah) = Rp 1.122.766.807.711

LAMPIRAN EKONOMI

2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Besarnya *Working Capital* dapat dihitung jika diketahui rasio persen *Fixed Capital* dengan *Work Capital*, dan juga diketahui besarnya *Fixed Capital*.

Working Capital terdiri dari :

- Persediaan bahan baku
- Persediaan dalam proses
- Persediaan produk
- Kredit yang diperpanjang
- Uang tunai yang tersedia

Rasio :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90%

2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10%

***Fixed Capital Cost (Dollar, \$)* = \$ 75.682.110,08**

***Working Capital Cost* = \$ 8.409.123,34**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$		Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	23.263.126,40	+	777.651.348.618,32
<i>Working Capital</i>	8.409.123,34	+	
<i>Capital Investment</i>	31.672.249,74	+	777.651.348.618,32

B. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
 - a. *Raw material*
 - b. *Labor*
 - c. *Supervision*
 - d. *Maintenance*
 - e. *Plant supplies*
 - f. *Royalties & patent*
 - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
 - a. *Payroll overhead*
 - b. *Laboratory*
 - c. *Plant overhead*
 - d. *Packing*
 - e. *Shipping*
3. *Depreciation*
4. *Property taxes*
5. *Insurance*

LAMPIRAN EKONOMI

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

1 hari = 24 jam

1 tahun = 330 hari

1. *Direct manufacturing cost*

Direct Manufacturing adalah biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi. *direct manufacturing* ditinjau per 1 tahun.

a. *Raw material*

- **Batuan Fosfat**

Harga = 0,12 \$/Kg = 1.780,24 Rp/Kg

Kebutuhan = 28692,6000 Kg/jam = 227.245.392 Kg/Th

Biaya = 27.269.447,04 \$/tahun

- **Asam Sulfat**

Harga = 0,25 \$/Kg = 3.708,83 Rp/Kg

Kebutuhan = 25823,3400 Kg/jam = 204520852,8 Kg/Th

Biaya = 51.130.213,20 \$/tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Batuan Fosfat	27.269.447	404.550.427.673
Asam Sulfat	51.130.213	758.532.051.886
Raw material cost	78.399.660	1.163.082.479.558

b. *Labor (Tenaga kerja)*

Penentuan *Labor Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185,0 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2022 = 615,0 (www.chemengonline.com)

Karena pabrik baru berdiri dan tenaga kerja masih belum berpengalaman, sehingga UMR menjadi dasar gaji karyawan.

UMR Gresik = 4.372.030,00 Rp/bulan

= 6.072,26 Rp/jam

= 0,41 \$/jam

LAMPIRAN EKONOMI

Penentuan *Labor Cost* dihitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Jam kerja labor = 8 jam/hari

Jumlah hari = 330 hari/tahun

Jumlah bulan = 12 bulan/tahun

Rencana gaji/bulan tiap individu tahun 1954 :

Karyawan non shift	Gaji/jam tiap individu tahun 1954, \$	Gaji/bulan tiap individu tahun 1954, \$
Kepala bagian	1,80	396
Kepala seksi	1,50	330
Staff	0,70	154
Dokter	1,00	220
Perawat	0,60	132
Driver	0,43	95
Cleaning Service	0,41	90
Karyawan Shift		
Security	0,60	132
Supervisor Produksi, Utilitas	0,80	176
Listrik dan instrumentasi	0,60	132
Control room	0,60	132
Laboratorium	0,60	132
K3	0,60	132
Buruh	0,30	66

Rencana gaji/bulan tiap labor tahun 2022 :

Karyawan non shift	Gaji/Bulan tiap individu tahun 2022,	Gaji/bulan tiap individu tahun 2022, Rupiah
Kepala bagian	1.316,43	19.529.670
Kepala seksi	1.097,03	16.274.725
Staff	511,95	7.594.872
Dokter	731,35	10.849.817
Perawat	438,81	6.509.890
Driver	314,48	4.665.421
<i>Cleaning Service</i>	299,85	4.448.425
Karyawan Shift		
Security	438,81	6.509.890
Supervisor Produksi, Utilitas	585,08	8.679.853
Listrik dan instrumentasi	438,81	6.509.890
Control room	438,81	6.509.890
Laboratorium	438,81	6.509.890

LAMPIRAN EKONOMI

K3	438,81	6.509.890
Buruh	219,41	3.254.945
Total	7.708,44	114.357.068

Rencana gaji/bulan semua labor dalam dollar tahun 2022 :

Karyawan non shift	Jumlah	Gaji/bulan semua labor tahun 2022,	Gaji/bulan semua labor tahun 2022, \$
Kepala bagian	7	9.215,03	136.707.690,45
Kepala seksi	18	19.746,49	292.945.050,97
Staff	36	18.430,05	273.415.380,91
Dokter	4	2.925,41	43.399.266,81
Perawat	4	1.755,24	26.039.560,09
Driver	6	1.886,89	27.992.527,09
<i>Cleaning Service</i>	6	1.799,12	26.690.549,09
Karyawan Shift			
Security	8	3.510,49	52.079.120,17
Supervisor Produksi, Utilitas	8	4.680,65	69.438.826,90
Listrik dan instrumentasi	8	3.510,49	52.079.120,17
Control room	8	3.510,49	52.079.120,17
Laboratorium	8	3.510,49	52.079.120,17
K3	8	3.510,49	52.079.120,17
Buruh	57	12.506,11	185.531.865,62
Total	186	90.497,42	1.342.556.318,79

Karyawan non shift	Gaji/tahun semua labor tahun 2022,	Gaji/tahun semua labor tahun 2022,
Kepala bagian	110.580,32	1.640.492.285,45
Kepala seksi	236.957,84	3.515.340.611,68
Staff	221.160,65	3.280.984.570,90
Dokter	35.104,86	520.791.201,73
Perawat	21.062,92	312.474.721,04
Driver	22.642,64	335.910.325,12
Cleaning Service	21.589,49	320.286.589,06
Karyawan Shift		
Security	42.125,84	624.949.442,08
Supervisor Produksi, Utilitas	56.167,78	833.265.922,77
Listrik dan instrumentasi	42.125,84	624.949.442,08
Control room	42.125,84	624.949.442,08
Laboratorium	42.125,84	624.949.442,08
K3	42.125,84	624.949.442,08
Buruh	150.073,30	2.226.382.387,39
Total	1.085.968,99	16.110.675.825,51

LAMPIRAN EKONOMI

c. *Supervision (Pengawas)*

Rencana gaji/bulan tiap individu tahun 2022 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan tiap individu (2022), Rp	Gaji/bulan tiap individu (2022), \$
Direktur Utama	1	50.000.000,00	3.370,34
Sek. Direktur Utam	1	25.000.000,00	1.685,17
Direktur Bagian	2	35.000.000,00	2.359,24
Sek. Direktur Bagia	2	20.000.000,00	1.348,14
Dewan Komisaris	1	60.000.000,00	4.044,41
<i>Total</i>	7	190.000.000,00	12.807,29

Gaji/tahun semua individu tahun 2022 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/tahun semua individu (2022), Rp	Gaji/tahun semua individu (2022), \$
Direktur Utama	1	600.000.000,00	40.444,08
Sek. Direktur Utam	1	300.000.000,00	20.222,04
Direktur Bagian	2	840.000.000,00	56.621,71
Sek. Direktur Bagia	2	480.000.000,00	32.355,26
Dewan Komisaris	1	720.000.000,00	48.532,89
<i>Total</i>	7	2.940.000.000,00	198.175,97

d. *Maintenance (Perbaikan & perawatan)*

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Capital Investment*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164.

Type equipment	%Eq of Capital Investment
<i>Simple</i>	2 - 4
<i>Average</i>	6 - 7
<i>Complicated</i>	8 - 10

Table 38. Annual Maintenance Cost
(Equivalent to percentages of fixed-capital investment)

Type of equipment	Annual maintenance, %
Simple, light use.....	2-4
Average.	6-7
Complicated, severe use.....	8-10

Dipilih *Type equipment* *Averag* = 6% of *Capital Investment*
Capital Investment = \$ 84.091.233,42
Maintenance Cost = \$ 5.045.474,01

e. *Plant supplies*

Plant supplies merupakan persediaan barang - barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bagan, pelumas, yang terkait erat dengan pemeliharaan. (Aries & Newton hal 168)

Biaya *Plant supplies* sebesar 15% dari biaya *Maintenance*.

LAMPIRAN EKONOMI

(Aries & Newton hal 168)

Plant supplies cost = \$ 756.821,10

f. *Royalties & patent*

Biaya *Royalties & patent* sebesar 3% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk = 1 \$/Kg

Kapasitas produk = 130000000 kg/tahun

Sales Price = \$ 182.000.000

Royalties & patent = \$ 5.460.000

g. *Utilities*

- Air

Harga = 4.000,00 Rp/m³

Kebutuhan = 46.176,3170 kg/jam = 365.716.430,6 kg/tahun

Biaya = 1.462.865.723 Rp/tahun = 98.607,09 \$/Tahun

- Bahan bakar boiler

Harga = 4.500.000,00 Rp/m³

Kebutuhan = 1,6342 m³/jam = 12.942,6 m³/tahun

Biaya = 58.241.818.800 Rp/tahun = 3.925.894,24 \$/Tahun

- Hidrazin

Harga = 28.827,14 Rp/kg

Kebutuhan = 0,3412 kg/jam = 2.702,3 kg/tahun

Biaya = 77.899.696 Rp/tahun = 5.250,97 \$/Tahun

- Cl

Harga = 44.500,00 Rp/kg

Kebutuhan = 0,0041 kg/jam = 32,5 kg/tahun

Biaya = 1.445.004 Rp/tahun = 97,40 \$/Tahun

- NaOH

Harga = 6.769,40 Rp/kg

Kebutuhan = 0,1450 kg/jam = 1.148,4 kg/tahun

Biaya = 7.773.979 Rp/tahun = 524,02 \$/Tahun

- H₂SO₄

Harga = 28.827,14 Rp/kg

Kebutuhan = 0,1450 kg/jam = 1.148,4 kg/tahun

Biaya = 33.105.088 Rp/tahun = 2.231,51 \$/Tahun

- Silica

LAMPIRAN EKONOMI

Harga	=	10.000,00	Rp/kg		
Kebutuhan	=	0,7000	kg/jam	=	5.544,0 kg/tahun
Biaya	=	55.440.000	Rp/tahun	=	3.737,03 \$/Tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Air	98.607,09	1.462.865.722,56
Bahan Bakar Boiler	3.925.894,24	58.241.818.800,00
Hidrazin	5.250,97	77.899.695,73
Cl	97,40	1.445.004,00
NaOH	524,02	7.773.978,96
H2SO4	2.231,51	33.105.087,58
Silica	3.737,03	55.440.000,00
Utilities Cost	4.036.342,26	59.824.912.025,86

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Raw material</i>	78.399.660,24	1.163.082.479.558,47
<i>Labor</i>	1.085.968,99	16.110.675.825,51
<i>Supervision</i>	198.175,97	2.940.000.000,00
<i>Maintenance</i>	5.045.474,01	74.851.120.509,34
<i>Plant supplies</i>	756.821,10	11.227.668.076,40
<i>Royalties & patent</i>	5.045.474,01	74.851.120.509,34
<i>Utilities</i>	4.036.342,26	59.880.348.288,83
Direct manufacturing cost	94.567.916,58	1.402.943.412.767,90

2. *Indirect manufacturing cost*

Indirect manufacturing adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung.

(Aries & Newton hal 173)

a. *Payroll overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15 persen dari biaya tenaga kerja (Labour)

Biaya *payroll overhead* 15% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

***Labor cost* = \$ 1.085.968,99**

***Payroll overhead* = \$ 162.895,35**

b. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja digunakan. Biaya *laboratory* 10% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

LAMPIRAN EKONOMI

Labor cost	= \$	1.085.968,99
Laboratory	= \$	108.596,90

c. *Plant overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja. Biaya *Plant overhead* 50% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

Labor cost	= \$	1.085.968,99
Plant overhead	= \$	542.984,50

d. *Packing & Shipping*

Besaran nilai *packaging and shipping* yaitu berkisar antara 0,3-2% dari penjualan.

(Aries dan Newton, 1995)

Biaya *packaging & shipping* diambil 0.5% dari penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Packaging \& shipping} &= 0,30\% \times \text{Penjualan} \\ &= 0,30\% \times \$ 182.000.000 \\ &= \$ 546.000\end{aligned}$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Payroll overhead</i>	162.895,35	2.416.601.373,83
<i>Laboratory</i>	108.596,90	1.611.067.582,55
<i>Plant overhead</i>	542.984,50	8.055.337.912,75
<i>Packing & Shipping</i>	546.000,00	8.100.073.800,00
<i>Indirect Manufacturing</i>	1.360.476,75	20.183.080.669,13

3. *Depreciation*

Depresiasi adalah penyusutan nilai dari aset/alat.

Depresiasi bernilai 10% dari *Capital Investment*. (Aries & Newton hal 180)

Capital Investment	= \$	84.091.233,42
Depreciation	= \$	8.409.123,34

4. *Property taxes*

Property tax adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti.

Property tax bernilai 2% dari *Capital Investment*. (Aries & Newton hal 181)

Capital Investment	= \$	84.091.233,42
Property taxes	= \$	1.681.824,67

5. *Insurance*

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur

LAMPIRAN EKONOMI

dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1% dari fixed-modal inves (Aries & Newton hal 182)

Capital Investment = \$ **84.091.233,42**

Insurance = \$ **840.912,33**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	94.567.916,58	1.402.943.412.767,90
<i>Indirect manufacturing cost</i>	1.360.476,75	20.183.080.669,13
<i>Depreciation</i>	8.409.123,34	124.751.867.515,57
<i>Property taxes</i>	1.681.824,67	24.950.373.503,11
<i>Insurance</i>	840.912,33	12.475.186.751,56
Manufacturing Cost	106.860.253,67	1.585.303.921.207,27

C. General Expense (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum.

General Expense mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance* (Aries & Newton hal 185)

1. Administration

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 - 3% dari harga jual atau 3 - 6% dari biaya produksi (Manufacturing cost).

(Aries & Newton hal 185)

Administration = 6% *manufacturing cost*

Manufacturing cost = \$ **106.860.253,67**

Administration cost = \$ **3.205.807,61**

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (Manufacturing cost).

(Aries & Newton hal 186)

Sales = 5% *manufacturing cost*

Manufacturing cost = \$ **106.860.253,67**

Sales = \$ **5.343.012,68**

LAMPIRAN EKONOMI

3. *Research*

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 - 4% dari harga jual atau 3,5 - 8% dari biaya produksi (Manufacturing cost).

(Aries & Newton hal 186)

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 5\% \text{ manufacturing cost} \\ \text{Manufacturing cost} &= \$ \quad 106.860.253,67 \\ \text{Research cost} &= \$ \quad 5.343.012,68 \end{aligned}$$

4. *Finance*

Beban finance sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*.

(Aries & Newton hal 187)

$$\begin{aligned} \text{Administration} &= 3\% \text{ Capital Investment} \\ \text{Capital Investment} &= \$ \quad 84.091.233,42 \\ \text{Finance} &= \$ \quad 2.522.737,00 \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	3.205.807,61	47.559.117.636,22
<i>Sales</i>	5.343.012,68	79.265.196.060,36
<i>Research</i>	5.343.012,68	79.265.196.060,36
<i>Finance</i>	2.522.737,00	37.425.560.254,67
<i>General Expense</i>	16.414.569,98	243.515.070.011,62

D. Penjualan & Keuntungan

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

1. Total biaya produksi meliputi :

$$\begin{aligned} &- \text{Manufacturing cost} \\ &- \text{General expense} \\ \text{Manufacturing cost} &= \$ \quad 106.860.253,67 \\ \text{General expense} &= \$ \quad 16.414.569,98 \\ \hline \text{Total biaya produksi} &= \$ \quad 123.274.823,64 \\ &= \text{Rp}1.828.818.991.218,89 \end{aligned}$$

2. Harga dasar

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi kapasitas pabrik.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= 130.000,00 \text{ ton/tahun} \\ &= 130.000.000,00 \text{ kg/tahun} \\ \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Rp}1.828.818.991.218,9}{130.000.000,00} \\ &= \text{Rp}14.067,84 \text{ per kg} \end{aligned}$$

3. Harga jual

$$\text{Dirancang, keuntungan} = 15\% \text{ harga dasar}$$

LAMPIRAN EKONOMI

$$\begin{aligned}\text{Harga jual Asam Fosfat} &= \text{harga dasar} + \text{keuntungan} \\ &= \text{Rp}14.067,84 + \text{Rp}2.110,18 \\ &= \text{Rp}16.178,01 \text{ per kg} = 1,1 \text{ \$/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Harga jual HF} &= \text{Harga dipasaran} \times (100\% - \% \text{kerugian}) \\ &= \text{Rp} 12.000 \times (100\% - 30\%) \\ &= \text{Rp} 8.400 \text{ per kg} = 0,566 \text{ \$/kg} \\ &= 7.595.993 \\ &= \$ 4.300.981\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Harga jual Gypsum} &= \text{Harga dipasaran} \times (100\% - \% \text{kerugian}) \\ &= \text{Rp} 180,00 \times (100\% - 30\%) \\ &= \text{Rp} 126,00 \text{ per kg} = 0,008 \text{ \$/kg} \\ &= 417.340.519 \\ &= \$ 3.544.580\end{aligned}$$

Harga jual produk yang kami rancang tidak melebihi dari harga pasar, maka harga jual yang dirancang layak untuk digunakan.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas produk} &= 130.000,00 \text{ ton/tahun} = 130.000.000 \text{ kg/tahun} \\ \text{Sales Price} &= \$ 149.611.607,78 \\ &= \text{Rp} 2.219.533.084.841\end{aligned}$$

4. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

a. Keuntungan sebelum pajak

Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan – Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned}\text{Total penjualan} &= \$ 149.611.608 \\ \text{Total biaya produksi} &= \$ 123.274.824 \\ \hline \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \$ 25.000.000 \\ &= \text{Rp} 370.882.500.000\end{aligned}$$

b. Keuntungan setelah pajak

Pajak keuntungan = 20% keuntungan

(Aries & Newton hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak $\times$ (100% - 20%)

$$\begin{aligned}\text{Keuntungan setelah pajak} &= \$ 20.000.000,00 \\ &= \text{Rp} 296.706.000.000,00\end{aligned}$$

E. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Asam Fosfat Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton halaman 204. Adapun biaya tersebut antara lain :

- **Fixed Cost (Fa):**

LAMPIRAN EKONOMI

a. Depresiasi	= \$	8.409.123,34
b. <i>Property tax</i>	= \$	1.681.824,67
c. <i>Insurance</i>	= \$	840.912,33
<i>Fixed Cost</i>	= \$	10.931.860,34
	= Rp	162.177.427.770
- Variable Cost (Va)		
a. <i>Raw material</i>	= \$	78.399.660,24
b. <i>Packaging & Shipping</i>	= \$	546.000,00
d. <i>Utilities</i>	= \$	4.036.342,26
e. <i>Royalty dan Patent</i>	= \$	5.045.474,01
<i>Variable Cost</i>	= \$	88.027.476,50
	= Rp	1.305.914.022.156,64
- Regulated Cost (Ra)		
a. <i>Labor</i>	= \$	1.085.968,99
b. <i>Plant Overhead</i>	= \$	542.984,50
c. <i>Supervision</i>	= \$	198.175,97
d. <i>Laboratory</i>	= \$	108.596,90
e. <i>General Expense</i>	= \$	16.414.569,98
f. <i>Maintenance</i>	= \$	5.045.474,01
g. <i>Plant Supplies</i>	= \$	756.821,10
<i>Regulated Cost</i>	= \$	24.152.591,45
	= Rp	358.310.939.918,18
- Sales Price (Sa)		
<i>Sales price</i>	= \$	149.611.607,78
	= Rp	2.219.533.084.840,92

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari :

1. **Return on investment (ROI)**

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

a. **Sebelum pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

I_F = Investasi modal (*Capital investment*)

LAMPIRAN EKONOMI

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 84.091.233,42 \\ Pb.ra &= \text{Rp } 25.000.000,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{Rp } 25.000.000,00}{\text{Rp } 84.091.233,42} \times 100\% \\ &= 29,73\% \end{aligned}$$

b. Setelah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.
ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} Pb.ra &= \text{Laba tahunan setelah pajak} \\ I_F &= \text{Investasi modal (Capital investment)} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 84.091.233,42 \\ Pb.ra &= \text{Rp } 20.000.000,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{Rp } 20.000.000,00}{\text{Rp } 84.091.233,42} \times 100\% \\ &= 23,78\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

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

a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1 \cdot I_F}$$

$$\begin{aligned} Pb.ra &= \text{Laba tahunan setelah pajak} \\ I_F &= \text{Investasi modal (Capital investment)} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 84.091.233,42 \\ Pb.ra &= \text{Rp } 25.000.000,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} POT &= \frac{84.091.233}{25.000.000 + 0,1 \times 84.091.233} \\ &= 2,52 \text{ tahun} \end{aligned}$$

LAMPIRAN EKONOMI

b. POT sesudah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pb.ra = Laba tahunan setelah pajak

I_F = Investasi modal (*Capital investment*)

Diketahui :

I_F = Rp84.091.233,42

Pb.ra = Rp20.000.000,00

$$\begin{aligned} POT &= \frac{84.091.233}{20.000.000 + 0,1 \times 84.091.233} \\ &= 2,96 \text{ tahun} \end{aligned}$$

3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian. BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206 :

Keterangan :

ra = Tingkat penjualan tahunan, Kg/tahun

Fa = Biaya tetap tahunan

Ra = Biaya mengambang tahunan

Z = Kapasitas produksi tahunan

Sa = Harga jual produk

Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

Fa = Rp 162.177.427.770

Ra = Rp 358.310.939.918

Z = 130.000.000,00 kg/tahun

Sa = Rp 2.219.533.084.841

Va = Rp 1.305.914.022.156,64

$$\%BEP = \frac{(Fa + 0,3.Ra)}{Sa - Va - 0,7.Ra} \times 100\% = 40,6865 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus dihentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain adalah Regulated Cost yang terlalu tinggi.

LAMPIRAN EKONOMI

SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 207 :

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra = Tingkat produksi tahunan, Kg/tahun

Fa = Biaya tetap tahunan

Ra = Biaya mengambang tahunan

Z = Kapasitas produksi tahunan

Sa = Harga jual produk

Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

Fa = Rp 162.177.427.770

Ra = Rp 358.310.939.918

Z = 130.000.000 kg/tahun

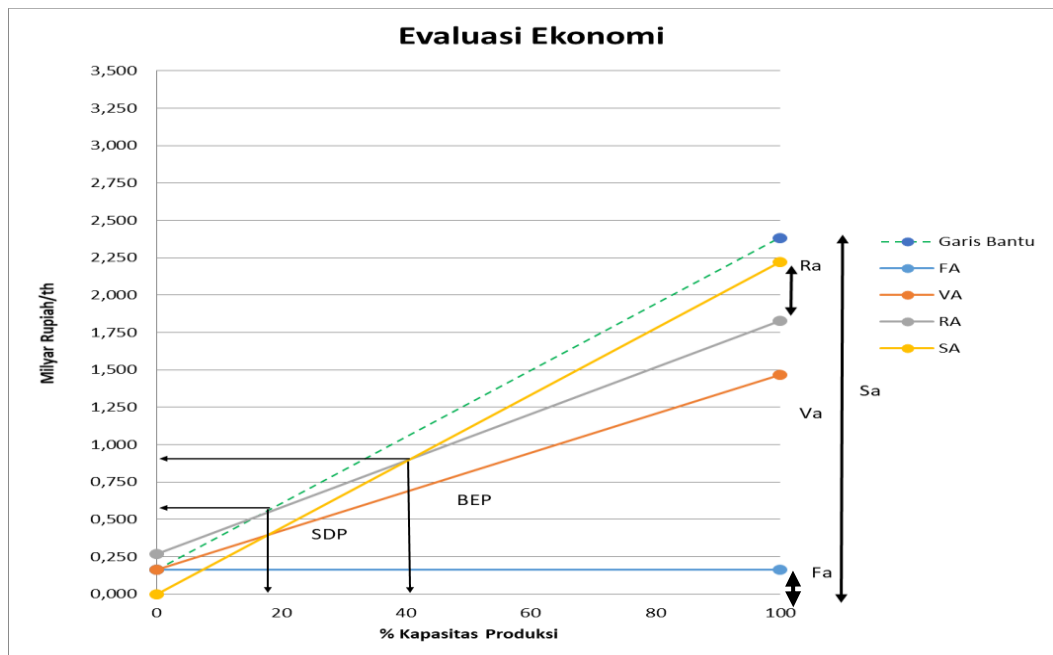
Sa = Rp 2.219.533.084.841

Va = Rp 1.305.914.022.157

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 21.083.429,45 \text{ kg/tahun}$$

$$\% SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 16,22\%$$

5. Grafik BEP dan SDP



LAMPIRAN EKONOMI

BEP	=	40,69%
SDP	=	16,22%
Fa	=	Rp 162.177.427.770,24
Va	=	Rp 1.305.914.022.156,64
Ra	=	Rp 358.310.939.918,18
Sa	=	Rp 2.219.533.084.840,92
0,3 Ra	=	Rp 107.493.281.975,45
Fa + Va	=	Rp 1.468.091.449.926,89
Fa + Va + Ra	=	Rp 1.826.402.389.845,06

6. *Discounted Cash Flow (DCF)*

DCF adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. investasi menarik apabila DCF lebih besar dari bunga bank.

a. **Umur ekonomi pabrik**

Nilai sisa (*Salvage value*) berupa 10% harga alat, 10% harga bangunan dan harga tanah.

Salvage value = Rp 42.527.885.807,69

Fixed Capital = Rp 1.122.766.807.711,1

Depreciation = Rp 124.751.867.515,57

$$\text{Umur pabrik, } n = \frac{\text{Capital investment} - \text{Salvage value}}{\text{Depreciation}}$$

n = 8,66 tahun

n = 9 tahun (terbilang)

b. **DCF**

Salvage Value, SV = Rp 42.527.885.807,69

Fixed Capital, FC = Rp 1.122.766.807.711,1

Working Capital, WC = Rp 124.751.867.523,45

Keuntungan setelah pajak = Rp 296.706.000.000,00

Depreciation = Rp 124.751.867.515,57

Finance = Rp 37.425.560.254,67

$$\begin{aligned} \text{Cash flow, } CF &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 458.883.427.770,24 \end{aligned}$$

$$(FC + WC) = \frac{\{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF + [WC + SV]\}}{(1 + i)^n}$$

FC + WC = Rp 1.247.518.675.234,5

Trial i/DCF = 35% (dengan goal seek)

Ruas kanan = Rp 1.247.518.675.234,51

Ruas kanan - ruas kiri = 0

Bunga bank rata - rata = 10 %