



**PRARANCANGAN PABRIK SILIKON DIOKSIDA DARI ASAM SULFAT
DAN SODIUM SILIKAT DENGAN KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Oleh :

**Adelia Rosalina
NIM. 181910401034**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS JEMBER**

2022

PERSEMBAHAN

Skripsi Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silikat Dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun ini saya persembahkan untuk:

1. Kedua orang tua yang sangat saya cintai dan segalanya dalam hidup yang selalu mendoakan untuk kebahagiaan serta selalu menjadi pahlawan di dalam kehidupan kami;
2. Guru-guru saya sejak Taman Kanak-Kanak hingga Perguruan Tinggi yang telah mendidik dan memberikan ilmunya;
3. Rekan-rekan mahasiswa Angkatan 2018 S1 Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Jember ;
4. Civitas Akademik Fakultas Teknik Universitas Jember yang telah memberikan pelayanannya dengan baik;
5. Almamater Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Jember yang kami banggakan.

MOTTO

“I bring money to the table, not your dinner”



PERNYATAAN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Adelia Rosalina

NIM : 181910401034

Menyatakan dengan sesungguhnya, bahwa, skripsi, yang, berjudul, “Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silikat Dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun” adalah, benar-benar hasil karya sendiri, kecuali jika dalam pengutipan substansi disebutkan sumbernya, dan belum pernah diajukan pada institusi manapun, serta bukan karya jiplakan. Saya bertanggungjawab atas keabsahan dan kebenaran isinya sesuai sikap ilmiah yang harus dijunjung tinggi. Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya, tanpa adanya tekanan dan paksaan dari pihak mana pun serta bersedia mendapat sanksi akademik jika ternyata di kemudian hari pernyataan ini tidak benar.

Jember, 19 Desember 2022

Yang menyatakan,



Adelia Rosalina

PENGESAHAN

Skripsi berjudul "Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Nodium Silikat dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun" karya Adelia Rosalina diuji dan disahkan pada:

Hari, tanggal : Senin, 19 Desember 2022

Tempat : Fakultas Teknik Universitas Jember

Pembimbing,

Dosen Pembimbing Utama

Dosen Pembimbing Anggota



Ir. Istiqomah Rahmawati, S.Si., M.Si.
NRP. 760017101



Ir. Ditta Kharisma Yolanda., S.T., M.T.
NIP. 199412212019032018

Penguji,

Dosen Penguji Utama

Dosen Penguji Anggota



Ir. Meta Fitri Rizkiana, S.T., M.Sc.
NRP. 760017111



Rizki Fitria Darmayanti, S.T., M.Sc., Ph.D.
NRP. 760018089

Mengesahkan

Dekan Fakultas Teknik Universitas Jember




Dr. Ir. Triwahju Hardianto, S.T., M.T.
NIP. 197008261997021001

RINGKASAN

Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silikat Dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun

Pabrik Silikon Dioksida dengan bahan baku Asam Sulfat dan Sodium Silikat dirancang dengan kapasitas 13.000 ton/tahun dengan waktu operasi selama 330 hari/tahun. Kapasitas produksi per hari sebesar 39 ton/hari. Proses produksi dibagi menjadi 3 tahap utama yaitu persiapan bahan baku, pembentukan bahan baku, dan pemurnian bahan baku. Seluruh kondisi operasi berjalan pada tekanan 1 atm. Proses pembentukan bahan baku dimulai dari mereaksikan asam sulfat dengan sodium silikat lalu menuju rotary drum vacuum filter untuk proses pencucian. Produk yang keluar merupakan silikon dioksida, natrium sulfat dan produk sampingan berupa air. Selanjutnya, slurry yang merupakan hasil dari reaktor didinginkan sebelum diumpankan menuju filter untuk proses penyaringan. Hasil penyaringan ini berupa padatan (*cake*) dan cairan (*filtrate*). *Cake* yang sudah kering kemudian diangkat menggunakan *cooling conveyor* menuju ke ball mill untuk dilakukan proses penghancuran sehingga diperoleh ukuran produk yang sesuai yaitu 325 mesh. Hasil analisa ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Sodium Silikat dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun layak didirikan dengan rincian, *Pay Out Time (POT)* 2,52 tahun, *Rate of Return (ROR)* 53,48%, dan *Break Even Point (BEP)* sebesar 31,53%.

PRAKATA

Puji Syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat, hidayah, dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Sodium Silikat Dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun”. Skripsi ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat menyelesaikan pendidikan strata satu (S1) pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Jember. Penyusunan skripsi ini dapat berjalan sebagai mestinya karena adanya dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis menyampaikan terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Iwan Taruna, M. Eng., IPM., selaku Rektor Universitas Jember
2. Dr. Ir. Triwahju Hardianto, S.T., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Jember;
3. Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph. D., selaku Koordinator Program Studi S1 Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Jember;
4. Istiqomah Rahmawati, S.Si., selaku Dosen Pembimbing Utama, dan Ditta Kharisma Yolanda S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Anggota yang telah meluangkan waktu, pikiran, dan perhatian dalam penulisan skripsi ini;
5. Meta Fitri Rizkiana, S.T., M. Sc., selaku Dosen Penguji Utama, dan Rizki Fitria Damayanti S.T., M. Sc., Ph. D., selaku Dosen Penguji Anggota yang telah memberikan evaluasi, saran, dan masukan pada skripsi ini;
6. Seluruh pihak yang terlibat dalam penulisan skripsi ini.

Semoga Allah SWT selalu memberikan hidayah dan rahmat kepada semua pihak yang telah membantu dengan ikhlas sehingga skripsi ini dapat terselesaikan. Penulis sadar akan keterbatasan dan kurang sempurnanya penulisan skripsi ini. Oleh karena itu segala kritik dan saran yang bersifat membangun sangat penulis harapkan. Semoga skripsi ini dapat bermanfaat dan memberikan tambahan pengetahuan bagi yang membacanya.

Jember, 19 Desember 2022



Adelia Rosalina



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERSEMBAHAN.....	ii
MOTTO	iii
PERNYATAAN.....	iv
LEMBAR PENGESAHAN	v
RINGKASAN	vi
PRAKATA.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL.....	xiv
BAB 1. PENDAHULUAN	1
1.1. Urgensi Pendirian Pabrik.....	1
1.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	2
1.3. Pemilihan Proses	5
BAB II. URAIAN PROSES.....	11
2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	11
2.2. Tahap Pembentukan Produk.....	11
2.3. Tahap Pemurnian Produk	12
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN.....	14
3.1 Bahan Baku	14
3.2 Produk	14
3.3 Produk Antara.....	15
BAB 4. DIAGRAM ALIR	17
4.1. Diagram Alir Kualitatif	17

4.2. Diagram Alir Kuantitatif	18
4.3. Process Flow Diagram.....	19
BAB 5. NERACA MASSA	20
5.1. Neraca Massa Total	20
5.2. Neraca Massa Alat.....	21
BAB 6. NERACA ENERGI	27
6.1. Neraca Energi Total.....	27
6.2. Neraca Energi Alat	28
BAB 7. SPESIFIKASI ALAT.....	32
7.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (F-110)	32
7.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Sodium Silikat (F-120)	33
7.3. Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-130)	34
7.4 Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-340)	35
7.5. Spesifikasi Reaktor (R-210)	36
7.6. Spesifikasi Filter (H-220).....	38
7.7. Spesifikasi Dryer (B-310).....	38
7.8. Spesifikasi <i>Heater</i> 1 (E-211).....	39
7.9. Spesifikasi <i>Heater</i> 2 (E-212).....	40
7.10. Spesifikasi <i>Heater</i> 3 (E-222).....	42
7.11. Spesifikasi <i>Heater</i> 4 (E-314).....	43
7.12. Spesifikasi <i>Cooler</i> 1 (E-221).....	44
7.13. Spesifikasi <i>Cooler</i> 2 (E-321).....	45
7.14. Spesifikasi Cyclone (H-320)	47
7.15. Spesifikasi Cyclone (H-320)	48
7.16. Spesifikasi Conveyer (J-311)	49

7.17. Spesifikasi Conveyer (J-351)	50
7.18. Spesifikasi Conveyer (J-361)	51
7.19. Spesifikasi Conveyer (J-381)	52
7.20. Spesifikasi Pompa (L-112)	52
7.21. Spesifikasi Pompa (L-130)	53
7.22. Spesifikasi Pompa (L-343)	54
7.23. Spesifikasi Pompa (L-213)	54
7.24. Spesifikasi Blower (G-313)	55
7.25. Spesifikasi Blower (G-331)	55
7.26. Spesifikasi Blower (G-313)	56
7.27. Spesifikasi Hopper (F-370)	57
7.28. Spesifikasi Silo (F-380)	58
BAB 8. UTILITAS	60
8.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	60
8.2. Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>)	63
8.3. Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	64
8.4. Unit Penyediaan Udara Tekan	66
8.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar	66
8.6. Unit Pengolahan Limbah	67
BAB 9. MANAJEMEN PABRIK	68
9.1 Bentuk Perusahaan	68
9.2 Struktur Organisasi	69
9.3 Deskripsi Pekerjaan	70
9.4 Status Karyawan	75
9.5 Ketenagakerjaan	76

9.6. Sistem Gaji Karyawan.....	76
9.7 Jam Kerja.....	79
9.8 Fasilitas Karyawan.....	80
9.9 Penggolongan Karyawan.....	82
BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN.....	84
10.2 Evaluasi Ekonomi.....	84
10.2 Faktor Keselamatan.....	93
BAB 11 PENUTUP.....	99
DAFTAR PUSTAKA.....	100
LAMPIRAN A : NERACA MASSA.....	102
LAMPIRAN B : NERACA ENERGI.....	120
LAMPIRAN C : SPESIFIKASI ALAT.....	146
LAMPIRAN D : PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI.....	282

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi Pabrik	9
Gambar 9.1. Struktur Organisasi Perusahaan	69
Gambar 10.1 Grafik Break Even Point (BEP)	89



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Ekspor dan Impor Silikon Dioksida di Indonesia tahun 2017-2021.....	3
Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Silikon Dioksida di Indonesia dan Luar Negeri	5
Tabel 1.3 Perbandingan Macam-Macam Proses	7
Tabel 5.1. Neraca Massa Total	20
Tabel 5.2. Neraca Massa <i>Mixer</i>	21
Tabel 5.3. Neraca Massa Reaktor	21
Tabel 5.4. Neraca Massa Filter	22
Tabel 5.5. Neraca Massa Dryer	23
Tabel 5.6. Neraca Massa Cyclone 1	23
Tabel 5.7. Neraca Massa Cyclone 2	24
Tabel 5.8. Neraca Massa Tangki Pelarut	24
Tabel 5.9. Neraca Massa Ball Mill	25
Tabel 5.10. Neraca Massa Screen	25
Tabel 5.11. Neraca Massa Hopper	26
Tabel 6.1. Neraca Energi Total	27
Tabel 6.2. Neraca Energi <i>Mixer</i>	28
Tabel 6.3. Neraca Energi <i>Heater</i> 1	28
Tabel 6.4. Neraca Energi <i>Heater</i> 2	28

Tabel 6.5. Neraca Energi Reaktor	
Tabel 6.6. Neraca Energi <i>Cooler</i> 1	29
Tabel 6.7. Neraca Energi Dryer	30
Tabel 6.8. Neraca Energi <i>Heater</i> 3.....	30
Tabel 6.9. Neraca Energi <i>Heater</i> 4	30
Tabel 6.10. Neraca Energi <i>Cooler</i> 2	31
Tabel 6.11. Neraca Energi Cooling Conveyor	31
Tabel 10.1 Tabel Angsuran Pengembalian Modal	84
Tabel 10.2 Parameter Kelayakan Pendirian Pabrik	89

BAB 1. PENDAHULUAN

1.1. Urgensi Pendirian Pabrik

Silikon dioksida (SiO_2) merupakan senyawa oksidasi non logam yang berbentuk serbuk padat, berwarna putih, tidak berbau dan tidak larut dalam air. Silikon dioksida mempunyai beberapa struktur kristal, seperti karbon yang berbentuk granit dan intan serta mempunyai komposisi yang sama dengan pasir dan gelas tetapi bentuk molekulnya kubus, selain itu SiO_2 memiliki manfaat menjadi sumber silika dalam pembuatan berbagai material berbasis silika, seperti natrium silikat. Natrium silikat banyak digunakan di industri, terutama untuk bahan pembuatan sabun dan detergen, bahan perekat, bahan baku pembuatan beton dan semen, serta sebagai adsorben (Linda, et al. 2015).

Kebutuhan dunia akan silikon dioksida setiap tahun mengalami kenaikan sebesar 2% per tahun yaitu di angka 300.879 ton pada tahun 2017 dan 324.949 ton di tahun 2021 (Badan Pusat Statistika, 2021). Di Indonesia sendiri, kebutuhan impor silikon dioksida cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya sebesar 17,82% dari tahun 2017-2021 seperti data pada Tabel 1.1 (Badan Pusat Statistika, 2021). Kebutuhan impor di Indonesia untuk silikon dioksida sebanyak 20.513 ton di tahun 2021. Pabrik silikon dioksida di Indonesia yang sudah ada seperti PT. Crosfield Indonesia dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun, PT. Sanmas Dwika Abadi dan PT. Silicaindo Makmur Sentosa dengan masing-masing kapasitas produksi 5.000 ton/tahun. Industri Silikon dioksida yang sudah ada di Indonesia selama ini belum mampu memenuhi permintaan nasional dari silikon dioksida sehingga mengakibatkan ketergantungan terhadap impor dari negara lain yang menyebabkan impor silikon dioksida semakin meningkat.

Jika ditinjau dari segi ekonomi, Silikon dioksida mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi dari bahan bakunya, yaitu sodium silikat dan asam sulfat. Harga sodium silikat Rp 48.000/kg (konsentrasi 98%), asam sulfat Rp 35.000/kg (konsentrasi 98%), sedangkan Silikon dioksida harganya Rp 300.000/kg (konsentrasi 98%). Reaksi pembentukan *precipitated silica* merupakan reaksi

netralisasi dan bersifat eksotermis dengan suhu yang tidak terlalu tinggi yaitu sekitar 80 - 90 °C. Prosesnya adalah asidifikasi larutan alkali silikat, yaitu dengan mereaksikan sodium silikat dengan asam sulfat (Vinni, et. al. 2020).

Manfaat umum dari pendirian pabrik silikon dioksida ini yaitu:

1. Membuka lapangan kerja bagi penduduk Indonesia.
2. Menambah devisa negara.
3. Kebutuhan silikon dioksida dapat terpenuhi tanpa impor dari negara lain.
4. Mendorong pembangunan pabrik disekitar (*industri daily need product* dan besi) yang menggunakan bahan bahan baku silikon dioksida.

Manfaat khusus dari pendirian pabrik silikon dioksida salah satunya adalah sebagai bahan dari pembuatan suatu lapisan yang sangat tipis dari bahan organik, inorganik, metal maupun campuran metal-organik yang memiliki sifat konduktor, semikonduktor, superkonduktor maupun insulator. Aplikasi lapisan tipis saat ini telah menjangkau hampir semua bidang, seperti pembuatan piranti elektronika seperti kapasitor, transistor, fotodetektor, sel surya silikon amorf, rangkaian *hybrid* dan teknologi bidang elektronika. Transistor lapisan tipis (*TFT: thin film transistor*) yang menggunakan lapisan tipis SiO₂ sebagai insulator pada transistor tersebut. Silikon oksida (SiO₂) digunakan sebagai gate dielectric karena bentuk non kristal (*amorphous*) yang sesuai untuk insulator, dengan daya tahan terhadap medan listrik yang tinggi (sekitar 10 MV/cm), kestabilan terhadap panas dan bahan mentah yang melimpah ruah dan *surface roughness* yang rendah. Kemajuan terakhir dari piranti-piranti lapisan tipis berbasis silikon adalah berkembangnya teknologi *Si-Large Scale Integration (LSI)*, termasuk proses penumbuhan lapisan tipis, *microfabrication*, dan teknologi analisis permukaan dan antar muka lapisan tipis (Sri dan Lely, 2013).

1.2. Pemilihan Kapasitas Produksi

Pemilihan kapasitas produksi merupakan proses pertimbangan untuk mengetahui perkembangan kebutuhan suatu produk, yakni silikon dioksida (silika gel) di Negara Indonesia. Dengan data kebutuhan suatu produk yang didapat, maka nantinya kebutuhan yang diperlukan dapat diprediksi untuk tahun-tahun berikutnya.

Dalam pemilihan kapasitas produksi perancangan pabrik silikon dioksida (silika gel) perlu dilakukan beberapa pertimbangan, yakni supply dan demand.

Tabel 1.1 Data Ekspor dan Impor Silikon Dioksida di Indonesia tahun 2017-2021

Tahun	Impor		Ekspor	
	Jumlah (ton)	Pertumbuhan (%)	Jumlah (ton)	Pertumbuhan (%)
2017	16.373	-	12.579	-
2018	17.049	4,13%	12.610	0,25%
2019	18.140	6,40%	14.517	15,12%
2020	15.344	-15,41%	11.789	-18,79%
2021	20.513	33,69%	7.992	-32,21%
Rata-rata		7,20%		-8,91%

Berdasarkan tabel 1.1 rata-rata pertumbuhan impor, ekspor, produksi, dan konsumsi silikon dioksida pertahun. Dengan menggunakan data tersebut maka prediksi impor silikon dioksida pada tahun 2027 dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Kusnarjo, 2010).

$$m = P (1+i)^n \quad (1-1)$$

Dimana m : data besarnya impor di tahun 2027 (ton)

P : jumlah produk pada tahun pertama berdasarkan data (ton/tahun)

i : rata-rata pertumbuhan impor tiap tahun (%)

n : selisih tahun

Perkiraan konsumsi pada tahun 2027 adalah

$$\begin{aligned} m_5 &= P (1+i)^n \\ &= 16.373 (1+0,072)^6 \end{aligned}$$

$$= 24.848,99 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan ekspor pada tahun 2027

$$\begin{aligned} m_4 &= P (1+i) \\ &= 12.579 (1-0,089)^6 \\ &= 7.186,858 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Produksi pabrik dalam negeri

$$m_2 = 20.000 \text{ (jumlah total dari produksi PT. Crosfield Indonesia, PT. Sanmas Dwika Abadi, dan PT. Silicaindo Makmur Sentosa)}$$

Perkiraan Impor pada tahun 2027 diasumsikan tidak ada, karena diharapkan produksi pabrik dalam negeri sudah memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri.

$$m_1 = 0$$

Berdasarkan hasil diatas, maka kapasitas pabrik silikon dioksida pada tahun 2027 dapat dihitung dengan cara

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5 \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Dimana

- m_1 : nilai impor pada tahun 2027 (ton)
- m_2 : produksi pabrik di dalam negeri (ton/tahun)
- m_3 : kapasitas pabrik yang akan didirikan (ton/tahun)
- m_4 : nilai ekspor pada tahun 2027 (ton)
- m_5 : nilai konsumsi dalam negeri tahun 2027 (ton)

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5 + m_3$$

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ &= (7.186,858 + 24.848,99) - (0 + 20.000) \\ &= 12.035,85 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

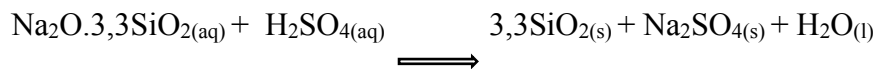
Berdasarkan perhitungan peluang kapasitas produksi dan potensi kebutuhan silikon dioksida yang akan mengalami peningkatan seiring dengan dengan tingkat konsumsi yang semakin tinggi, maka bisa ditetapkan kapasitas produksi pabrik baru sebesar 13.000 ton/tahun. Pertimbangan terkait ketersediaan pabrik Silikon Dioksida yang ada di Indonesia dan luar negeri dapat digunakan sebagai acuan untuk mengetahui kapasitas yang akan ditentukan dapat berjalan dengan baik. Beberapa pabrik Silikon Dioksida yang berada di Indonesia dan luar negeri dengan kapasitas yang berbeda-beda ditunjukkan pada tabel 1.2

Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Silikon Dioksida di Indonesia dan Luar Negeri

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Longyan Shenghe Trading Co	China	50.000
Guangzhou Ecopower New Material Co	China	100.000
Hop Tien Vinh Construction and Trading Joint Stock Company	Vietnam	130.000
New Clean Co	India	100.000
Shouguang Baote Chemical & Industrial Co.Ltd	China	500.000
PT. Crosfield Indonesia	Pasuruan, Indonesia	10.000
PT. Sanmas Dwika Abadi	Sidoarjo, Indonesia	5.000
PT. Silicaindo Makmur Sentosa	Banten, Indonesia	5.000

1.3.Pemilihan Proses

Silikon dioksida atau SiO_2 merupakan senyawa oksidasi non logam yang berbentuk serbuk padat, berwarna putih, tidak berbau dan tidak larut dalam air. Bahan baku untuk memproduksi silika dioksida berupa larutan alkali metal silikat dan asam sulfat. Kebanyakan yang sering dijumpai reaksi antara sodium silikat dan asam sulfat. persamaan reaksi yang terjadi sebagai berikut :



(Ulman's,1998)

Reaksi berlangsung pada suhu 90 °C. (www.uspto.gov)

Pembuatan silikon dioksida dapat dilakukan dalam beberapa cara dengan bahan baku yang berbeda, yaitu:

1. Proses Basah

a. Proses Asidifikasi Silikat

Proses pembuatan silikon dioksida adalah netralisasi larutan sodium silikat dengan larutan asam sulfat (H₂SO₄) melalui proses filtrasi dan pengeringan sehingga menghasilkan silikon dioksida yang mempunyai ukuran seragam dan berlangsung pada suhu 90°C-100°C. Reaksi proses asidifikasi silikat pembentukan silikon dioksida mengikuti reaksi dalam pemilihan proses.

2. Proses Kering

Proses ini dengan menguapkan SiCl₄ dan dekomposisi dengan hidrogen.

Reaksi :



(Kirk Othmer,1966)

Pada proses ini, kondisi setelah pencucian produk berupa silica acid bubuk. Sehingga diperlukan pemanasan dengan suhu tinggi yaitu 1800-2000°C.

Tabel 1.3 Perbandingan Macam-Macam Proses

Parameter yang ditinjau	Jenis Proses	
	Proses Basah	Proses Kering
Bahan baku	H ₂ SO ₄ (aq) dan Na ₂ O.3,3SiO ₂ (aq)	SiCl ₄ dan hidrogen
Reaktor	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	Gelembung
Kondisi Operasi		
Temperatur	90°C	1800-2000°C
Tekanan	1 atm	1,5 atm
Konversi	99,40%	75-85%

Dari kedua uraian proses diatas, maka dipilih proses yang pertama, yaitu proses asidifikasi larutan alkali silikat yang menurut Ulman's mempunyai beberapa keuntungan antara lain:

1. Lebih ekonomis, karena bahan baku alkali silikat dan asam sulfat pada proses basah relatif murah dibandingkan dengan bahan baku silikon tetrafluorida pada proses kering.
2. Dalam langkah proses pembuatannya tidak memerlukan suhu yang terlalu tinggi sehingga menghemat energi serta konvensi.

A. Lokasi Pabrik

Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu yang sangat penting dalam perancangan pabrik. Pemilihan lokasi pabrik harus didasarkan pada pertimbangan yang lebih menguntungkan dari segi teknis maupun ekonomis. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik adalah penyediaan bahan baku, pemasaran, utilitas (bahan bakar, air, dan listrik, keadaan

geografis dan masyarakat. Penentuan lokasi pabrik juga mempengaruhi kegiatan pabrik baik di bidang produksi maupun distribusi (Kusnarjo, 2010).

Berdasarkan faktor dan pertimbangan tertentu, pemilihan lokasi pendirian pabrik yang dipilih yaitu di Kawasan Industri Jababeka Kecamatan Cikarang, Kabupaten Bekasi, Jawa Barat (Gambar 1.1). Adapun pertimbangan didirikannya pabrik di wilayah tersebut adalah sebagai berikut:



Gambar 1.1 Lokasi Pabrik

B. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama dalam keberlangsungan suatu pabrik, oleh karena itu pengadaan bahan baku adalah hal yang sangat penting. Lokasi pabrik yang dipilih memiliki jarak yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga dapat mengurangi biaya transportasi, meminimalisir resiko terjadinya kerusakan bahan baku sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku pembuatan silikon dioksida adalah sodium silikat dan asam sulfat. Asam sulfat didapatkan dari PT. Indonesian Acid Industry dengan kapasitas produksi 82.500 ton/tahun yang berlokasi di Cakung, Jakarta Timur. Sedangkan untuk sodium silikat didapatkan di Kabupaten Bogor, Jawa Barat yakni di PT. Ajidharmamas Tritunggal Sakti dengan kapasitas produksi 57.000 ton/tahun. Berdasarkan perancangan pabrik silikon dioksida dengan kapasitas 33.000 ton/tahun diperkirakan bahan baku masih dapat terpenuhi. Dengan demikian proses

penyaluran bahan baku ke pabrik silikon dioksida diharapkan dapat berjalan lebih mudah.

C. Utilitas

Tenaga listrik dan bahan bakar merupakan faktor penunjang yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Tenaga listrik yang dibutuhkan di pasok oleh PT. BEKASI POWER. Pembangkit Listrik ini terdiri dari turbin gas 6B yang canggih, diproduksi oleh General Electric Energy dengan kapasitas masing-masing 40 – 42 MW sesuai rating ISO. Selain itu, ada dua generator uap dari Thermax Babcock and Wilcox Limited. Siklus gabungan ini dilengkapi oleh turbin uap dari Shin Nippon dengan kapasitas 46 – 50MW yang didorong oleh suhu uap bertekanan tinggi dari kedua generator uap, ditembakkan menggunakan gas buang dari turbin-turbin gas. Total kapasitasnya mencapai 130MW.

Kebutuhan air didapatkan dari Jababeka, dimana terdapat dua pabrik pengolahan air limbah, dengan kapasitas gabungan besarnya hampir 60.000 meter kubik per hari (dapat ditingkatkan menjadi 80.000 meter kubik), yang dikelola oleh anak perusahaan Jababeka Infrastruktur. Untuk Proses pengolahan limbah cair Kawasan industri Jababeka yang menggunakan metode lumpur aktif dengan oxidation ditch plant menghasilkan efluen yang sudah memenuhi baku mutu SK Gubernur Jawa Barat.

D. Ketersediaan Tenaga kerja

Ketersediaan tenaga kerja baik ahli maupun kasar dapat dipenuhi dengan baik. Sebagai daerah kawasan industri, Cikarang merupakan salah satu tujuan para pencari pekerjaan. Populasi masyarakat di daerah Jawa Barat sendiri pada tahun 2021 sebanyak 46.497.175 yang terdiri dari 51,15% laki-laki dan 48,85% perempuan, dengan tingkat pengangguran sebesar 9,85% dari jumlah populasi (BPS, 2021). Ketersediaan tenaga kerja baik ahli maupun kasar dapat dipenuhi dengan baik. Berdasarkan Kementerian Pendidikan dan Kebudayaan tingkat partisipasi pendidikan di Bekasi (sekolah) adalah SD sederajat dengan jumlah 1255, SMP sederajat dengan jumlah 553, SMA sederajat dengan jumlah 170, dan SMK dengan jumlah 191. Ketersediaan tenaga kerja tersebut dapat mempermudah

perusahaan untuk mencari tenaga kerja (buruh dan karyawan) dengan UMR rata-rata Rp4.791.843 (BPS, 2021).

Transportasi

Pembelian dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur darat, laut, serta udara. Lokasi pendirian pabrik didasarkan pada kemudahan sarana transportasi yang mudah dijangkau. Bekasi sendiri berada dalam jalur transportasi darat seperti jalan raya dan jalan tol yang memadai. Bandara Soekarno-Hatta juga merupakan sarana yang dapat digunakan dengan mudah sehingga dapat mempermudah pengiriman produk. Dengan adanya transportasi yang mudah dijangkau dapat mempermudah dan mempercepat proses logistik.

E. Pemasaran

Pemasaran merupakan hal yang mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang baik dapat mendapatkan hasil yang maksimal. Pemasaran mudah dijangkau dengan tersedianya sarana transportasi yang memadai. Kawasan Industri Jababeka Cikarang merupakan daerah yang sangat strategis untuk pendirian sebuah pabrik, karena terletak di antara kawasan industri besar yang sudah ada seperti PT. Mitra Pak (produksi packaging karton), HPC PT. Unilever (produksi bahan makanan dan pasta gigi) dan PT. Sebastian Jaya Metal (produksi metal) yang bisa menjadi *network* untuk pemasaran produk untuk *supply* bahan SiO₂ dalam kebutuhan bahan produksi silika gel untuk *packaging*, abrasif untuk bahan pasta gigi dan bahan penguat dalam pembuatan aluminium komersil (Satriani, 2016).

F. Kondisi Geografis

Bekasi merupakan kota yang memiliki luas wilayah sekitar 210,49 km² dengan jumlah penduduk 2.193.776 jiwa. Wilayah Kota Bekasi secara umum tergolong pada iklim kering dengan tingkat kelembaban yang rendah. Kondisi lingkungan sehari-hari relatif panas, hal ini dikarenakan tata guna lahan yang meningkat terutama pada sektor industri dan pemukiman. Temperatur harian Kota Bekasi berkisar antara 24-33°C. Dengan kondisi geografis tersebut dan area sekitar (kawasan industri terpusat) sehingga sangat memungkinkan untuk pendirian pabrik di wilayah tersebut.

BAB II. URAIAN PROSES

Pabrik silikon dioksida diproduksi dengan kapasitas 13.000 ton/tahun dari bahan baku asam sulfat dan sodium silikat. Secara umum pabrik ini terdiri dari penyiapan bahan baku, proses pembentukan produk, dan pemurnian produk. Untuk dapat memperoleh kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik silikon dioksida diperlukan pemilihan proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien. Tahapan pembuatan Silikon Dioksida dapat dikelompokkan menjadi 3, yaitu:

2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan asam sulfat dan sodium silikat sebelum direaksikan di reaktor. Bahan baku yang digunakan adalah asam sulfat dengan kemurnian 98% dan sodium silikat dengan kemurnian 37,5%.

Unit persiapan asam sulfat

Asam sulfat dalam kondisi cair dialirkan dalam tangki penyimpanan asam sulfat (F-110) pada suhu 30°C dan tekanan 1atm menuju *mixer* (M-130) untuk dilarutkan dengan air hingga konsentrasi 5% dikarenakan asam sulfat diatas 40% tidak sesuai apabila digunakan untuk bahan produk makanan atau *daily care*. Kemudian diumpankan menuju Heat Exchanger (E-213) yang berfungsi untuk memanaskan asam sulfat hingga mencapai suhu 90°C.

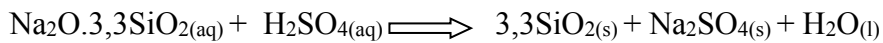
Unit persiapan sodium silikat

Sodium silikat cair yang disimpan dalam tangki penyimpanan (F-120) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm diumpankan melalui pompa (L-131) menuju Heat Exchanger (E-212) untuk memanaskan sodium silikat hingga mencapai 90°C kemudian dialirkan menuju ke reaktor (R-210).

2.2. Tahap Pembentukan Produk

Reaksi yang terjadi antara asam sulfat dengan sodium silikat bersifat eksotermis dan tidak dapat balik (*irreversible*), sehingga suhu dalam reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terjadinya produk samping. Untuk menjaga suhu reaksi, maka reaktor (R-210) dilengkapi dengan coil pendingin. Produk keluar dari

reaktor (R-210) pada suhu 90°C dan diumpangkan melalui pompa (L-213) menuju rotary drum vacuum filter (H-220) untuk proses pencucian. Produk yang keluar merupakan silikon dioksida, natrium sulfat dan produk sampingan berupa air.



Reaktor yang digunakan pada proses pembuatan silikon dioksida adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang bekerja pada kondisi isothermal pada suhu 90°C dan tekanan 1 atm. Konversi produk dalam reaktor mencapai 90%, dan 10% reaktan yang tidak bereaksi.

2.3. Tahap Pemurnian Produk

Slurry merupakan hasil dari reaktor (R-210) yang mana didinginkan dulu sebelum diumpangkan menuju filter (H-220) untuk proses penyaringan. Hasil penyaringan ini berupa padatan (*cake*) dan cairan (*filtrate*), sedangkan reaktan yang tidak bereaksi akan diumpangkan ke *Waste Water Treatment*. Produk utama yang diinginkan adalah *cake* berupa silikon dioksida sedangkan *filtrate* berupa produk samping dari reaksi dan air pencuci yang kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL). *Cake* yang masih mengandung air diangkut dengan *screw conveyor* (J-311) menuju *rotary* (B-310) untuk mengurangi kadar air dari 76-80% menjadi maksimum 10% karena silikon yang diinginkan berupa partikel kecil untuk itu perlu dipanaskan menggunakan *heat exchanger* terlebih dahulu untuk pengeringan sehingga diperoleh konsentrasi di atas 90% suhu yang digunakan minimal 90°C (diwantara dkk, 2015).

Uap dan sisa partikel padatan yang terhembus oleh udara panas akan terbawa masuk kedalam siklon 1 (H-320) melalui pendinginan produk oleh *cooler* (H-330). Sedangkan *cake* yang sudah kering kemudian diangkut menggunakan *cooling conveyor* (J-351) menuju ke ball mill (C-350) untuk dilakukan proses penghancuran sehingga diperoleh ukuran produk yang sesuai yaitu 325 mesh, Setelah itu dengan menggunakan bucket elevator (J-362), silikon dioksida diangkut ke dalam screen (S-360) untuk memisahkan produk yang ukurannya telah memenuhi spesifikasi dengan yang belum memenuhi. Produk yang belum memenuhi spesifikasi

dikembalikan lagi ke ball mill dan 10% debu partikel produk akan terbawa ke dalam siklon 1 (H-320). Sedangkan untuk produk yang ukurannya telah memenuhi spesifikasi 10% debu partikel produk akan masuk ke dalam siklon 1 (H-320) dan 90% nya akan masuk ke dalam hopper (H-370) lalu selanjutnya masuk kedalam proses pengepakan didalam bagging machine serta penyimpanan didalam gudang produk (F-380).

Untuk memaksimalkan partikel debu produk yang terbawa ke udara akan dikumpulkan melalui siklon 1 (H-320), dimana produk keluaran atas yang mengandung sedikit partikel padatan akan terbawa kedalam siklon 2 (H-330) dan akan dikeluarkan ke atmosfer, untuk keluaran bawah siklon 1 dan siklon 2 yang berupa padatan akan masuk kedalam tangki pelarut (M-340) untuk dilakukan proses pelarutan, selanjutnya larutan akan dipompa (L-341) untuk dipanaskan menggunakan (E-222) hingga suhunya sebesar 50⁰C untuk selanjutnya masuk ke dalam tangki RDVF (H-220). Produk yang ukurannya telah memenuhi spesifikasi 10% debu partikel produk akan masuk ke dalam siklon 1 (H-320) dan 90% nya akan masuk ke dalam hopper (H-370) lalu selanjutnya masuk kedalam proses pengepakan didalam bagging machine serta penyimpanan produk SiO₂ didalam gudang produk (F-380) dengan kemurnian 99%.

BAB III. SPESIFIKASI BAHAN**3.1 Bahan Baku**

3.1.1 Asam Sulfat 98%

Kenampakan : cair tidak berwarna

Rumus Kimia : H_2SO_4

Berat Molekul : 98,08 g/mol

pH (pada 5 g/L 21°C) : 1,2

Densitas (20 °C) : 1,80-1,84 g/cm³

Titik Didih : 290 °C

Titik Beku : 10,31 °C

Viskositas : 21 mPa.s dalam air pada 25 °C

Harga : Rp.2.933.000/ton

(www.labchem.com)

3.1.2 Sodium Silikat 37,5%

Kenampakan : cair tidak berwarna

Rumus Kimia : $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

Berat Molekul : 122,06 g/mol

pH (pada 5 g/L 21°C) : 11,0-11,5

Densitas (20 °C) : 1,35 g/cm³

Titik Didih : >100 °C

Titik Beku : 0 °C

Viskositas : 130 mPa.s dalam air pada 25 °C

Harga : Rp.8.000.000/ton

(www.labchem.com)

3.2 Produk

3.2.1 Silikon Dioksida

Kenampakan : cair tidak berwarna

Rumus Kimia : SiO_2

Berat Molekul : 60,08 g/mol
pH (pada 5 g/L 21°C) : 3,7-4,7
Densitas (20 °C) : 2,56 g/cm³
Titik Didih : 2.230 °C
Titik Beku : 1.713 °C
Viskositas : -
Harga : Rp.120.000.000/ton
(www.labchem.com)

3.3 Produk Antara

3.3.1 Sodium Sulfat Anhidrat

Kenampakan : bubuk berwarna putih

Rumus Kimia : Na₂SO₄

Berat Molekul : 142,04 g/mol

pH (pada 5 g/L 21°C) : 5-8

Densitas (20 °C) : 1,35 g/cm³

Titik Leleh : 884 °C

Titik Didih : -

Titik Beku : -

Viskositas : -

Proses : Proses Pembentukan Produk

Komposisi : Sodium Sulfat Anhidrat dihasilkan dari reaksi antara sodium silikat dan asam sulfat yang nantinya akan hilang saat proses pemurnian.

(www.labchem.com)

3.3.2 Air

Kenampakan : Cair dan tidak berwarna

Rumus Kimia : H₂O

Berat Molekul : 18,02 g/mol

pH (pada 5 g/L 21°C) : 7

Densitas (20 °C) : 0,62 g/cm³

Titik Leleh : -

Titik Didih : 100 °C

Titik Beku : 0 °C

Viskositas : -

Proses : Proses Pembentukan Produk

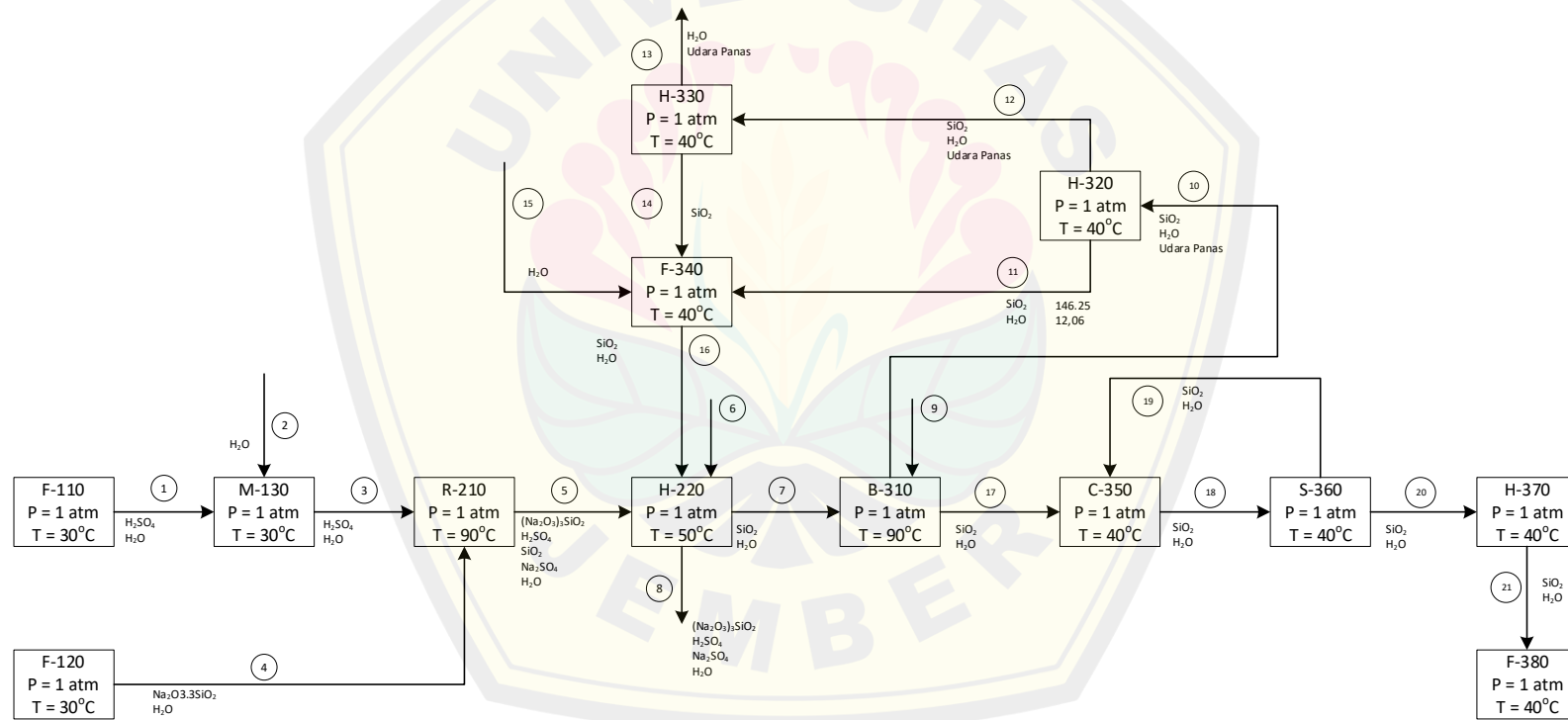
Komposisi : Air dihasilkan dari reaksi antara sodium silikat dan asam sulfat yang nantinya akan hilang saat proses pemurnian.

(www.labchem.com)



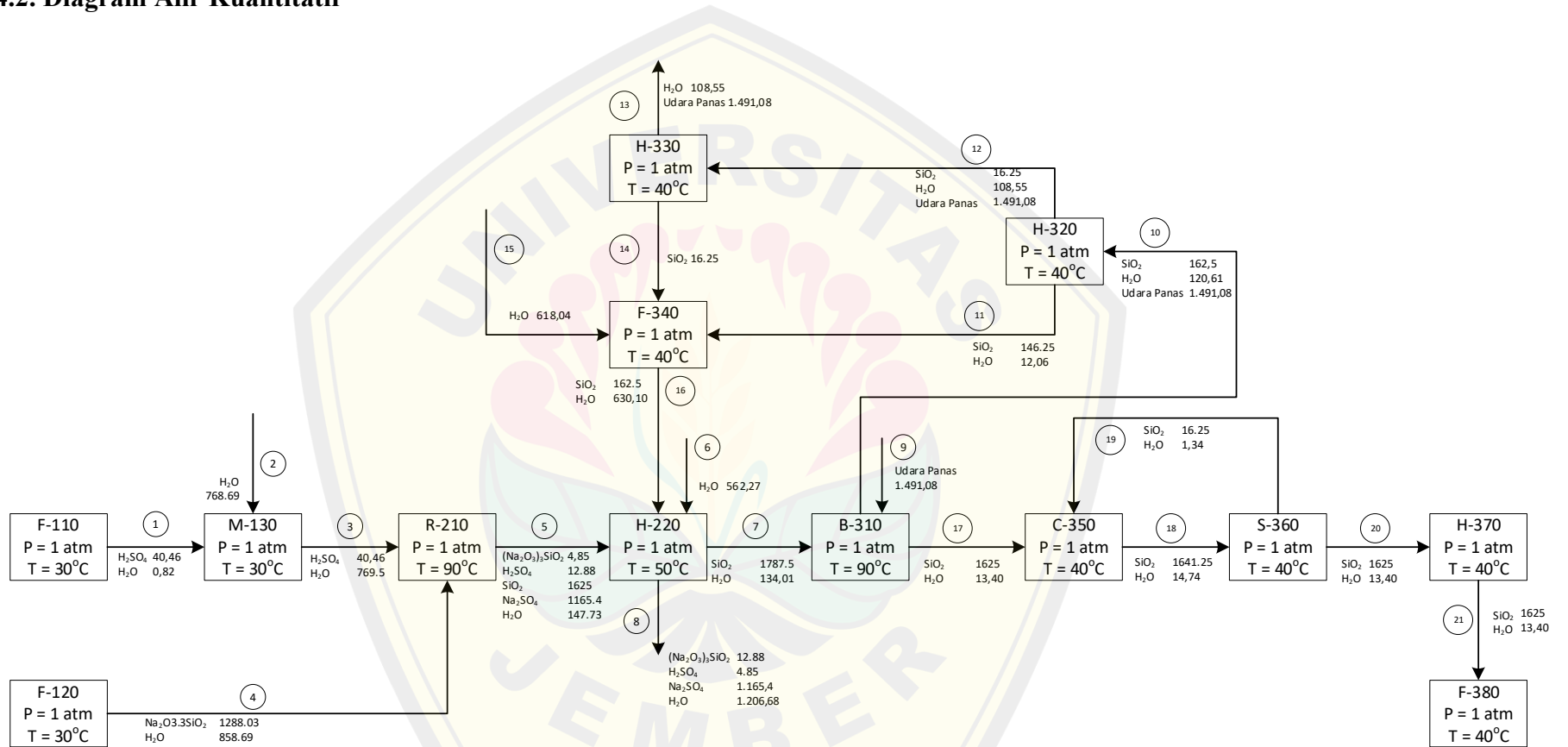
BAB 4. DIAGRAM ALIR

4.1. Diagram Alir Kualitatif



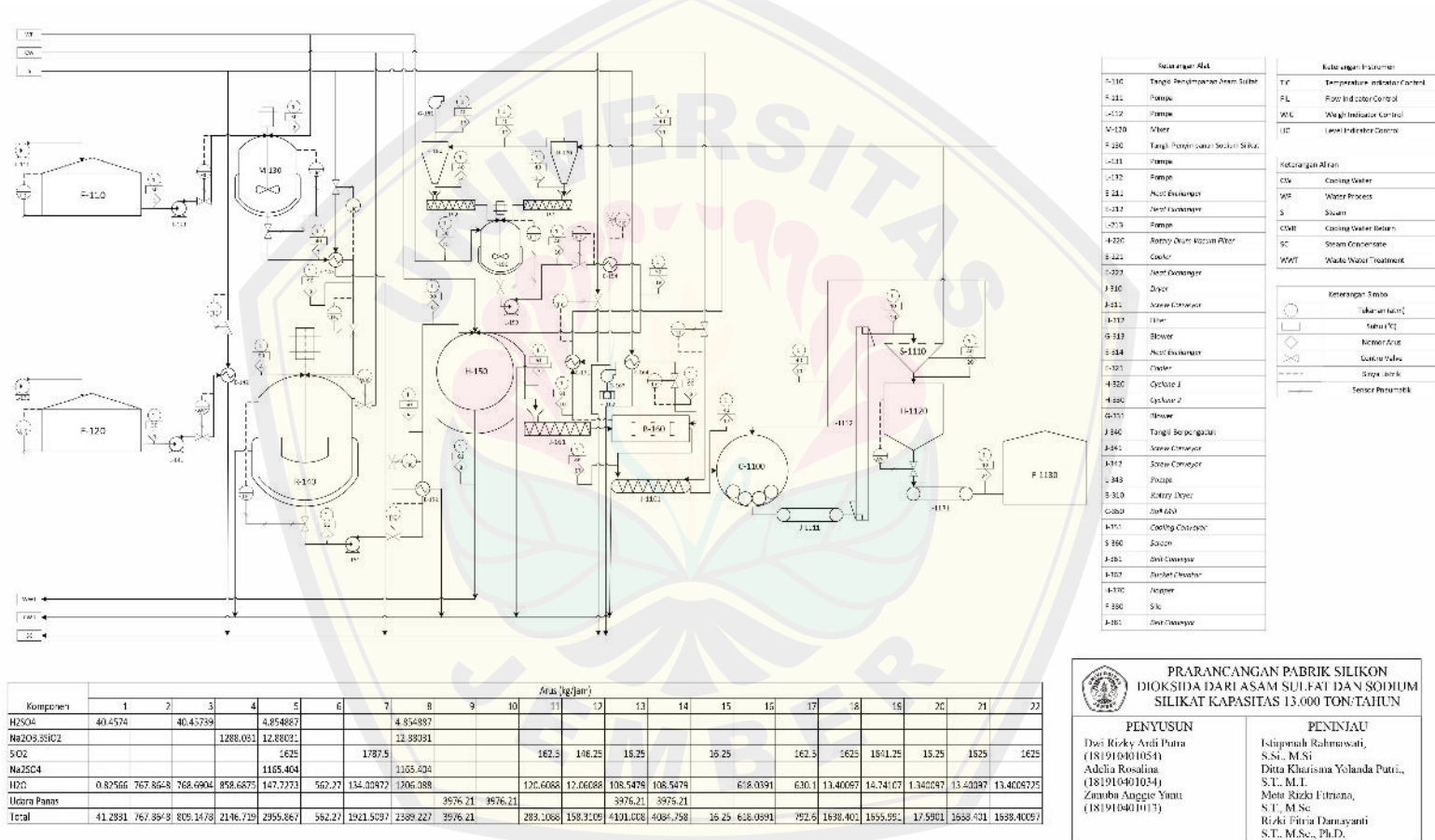
Gambar 4.1. Diagram Alir Kualitatif Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silikat

4.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.2. Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silikat (kg/jam)

4.3. Process Flow Diagram



Gambar 4.1. Process Flow Diagram Pabrik Silikon Dioksida Dari Asam Sulfat Dan Sodium Silika

BAB 5. NERACA MASSA**5.1. Neraca Massa Total**

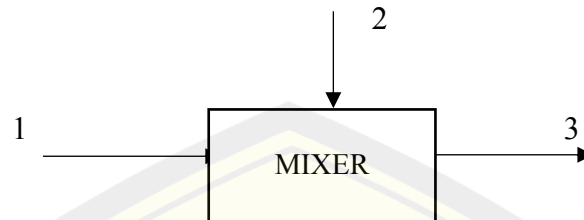
Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa dalam Perancangan Pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Natrium silikat dengan kapasitas 13.000 ton/tahun dapat dilihat di tabel

Tabel 5.1. Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)					Output (kg/jam)		
	1	2	4	6	16	8	14	21
H ₂ SO ₄	40,46					4,85		
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂			1.288,03			12,88		
SiO ₂								1.625,00
Na ₂ SO ₄						1.165,40		
H ₂ O	0,83	768,69	858,69	562,27	618,04	1.206,09	108,55	13,40
Subtotal	41,28	768,69	2.146,72	562,27	618,04	2.389,23	11,97	1.638,40
Total	4.136,18					4.136,18		

5.2. Neraca Massa Alat

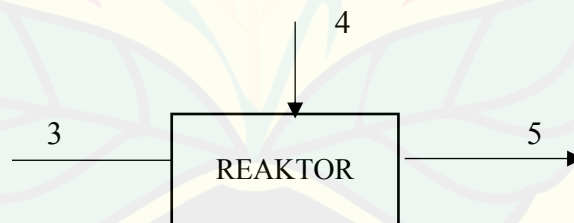
5.2.1 Mixer (M-130)



Tabel 5.2. Neraca Massa Mixer (M-130)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ SO ₄	40,46		40,46
H ₂ O	0,82	767,87	768,69
Subtotal	40,28	767,87	
Total	809,15		809,15

5.2.2. Reaktor (R-210)

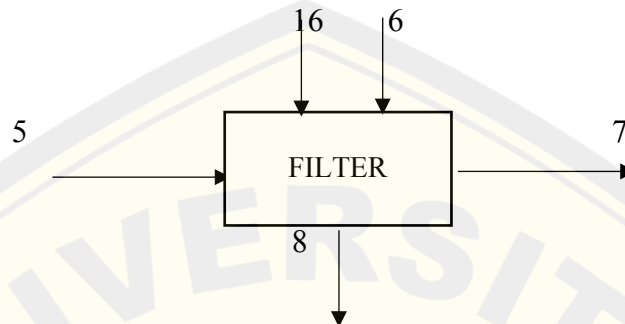


Tabel 5.3. Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H ₂ SO ₄	40,46		4,85
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂		1288,03	12,88
SiO ₂			1625,00
Na ₂ SO ₄			1165,40

H ₂ O	768,69	858,69	147,73
Subtotal	809,15	2146,72	2955,87
Total	2.955,87		2.955,87

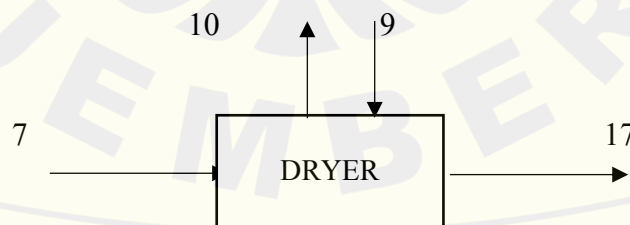
5.2.3. *Filter (H-220)*



Tabel 5.4. Neraca Massa *Filter (H-220)*

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 16	Arus 7	Arus 8
H ₂ SO ₄	4,85				4,85
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂	12,88				12,88
SiO ₂	1.625,00		162,50	1.787,50	
Na ₂ SO ₄	1.165,40				1.165,40
H ₂ O	147,73	562,27	630,10	134,01	1.206,68
Subtotal	2.955,87	562,27	812,50	1.921,51	2.389,23
Total	4.310,74			4.310,74	

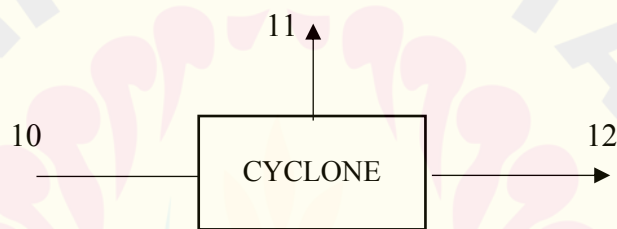
5.2.4. (B-310)



Tabel 5.5. Neraca Massa Dryer (B-310)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 17
SiO ₂	1.787,50		162,50	1.625,00
H ₂ O	134,01		120,61	13,40
Udara Panas		1.491,08	1.491,08	
Subtotal	1.921,51	1.491,08	1.774,19	1.638,40
Total	3.412,59		3.412,59	

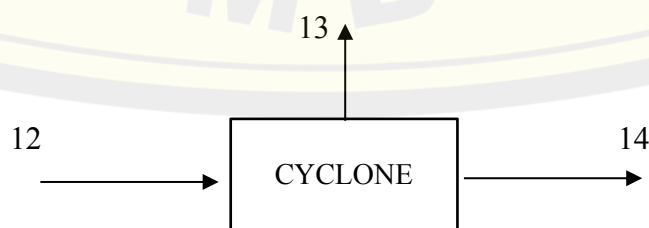
5.2.5. Cyclone 1 (H-320)



Tabel 5.6. Neraca Massa Cyclone 1 (H-320)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
SiO ₂	162,50	146,25	16,25
H ₂ O	120,61	12,06	108,55
Udara panas	1491,08		1491,08
Subtotal	1.774,19	158,31	1.615,88
Total	1.774,19	1.774,19	

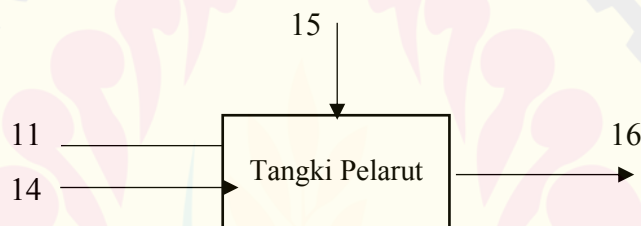
5.2.6. Cyclone 2 (H-330)



Tabel 5.7. Neraca Massa *Cyclone 2*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
SiO ₂	16,25		16,25
H ₂ O	108,55	108,55	
Udara Panas	1491,08	1491,08	
Subtotal	124,80	108,55	16,25
Total	124,80	124,80	

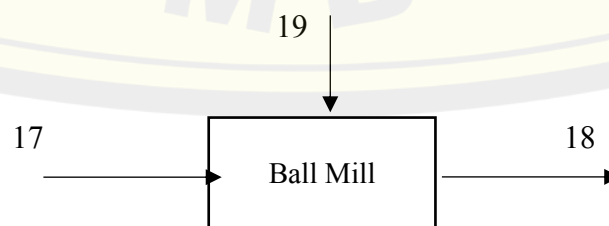
5.2.7. Tangki Pelarut (M-340)



Tabel 5.8. Neraca Massa Tangki Pelarut

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 11	Arus 14	Arus 15	Arus 16
SiO ₂	16,25	146,25		162,50
H ₂ O		12,06	618,04	630,1
Subtotal	16,25	158,31	618,04	792,6
Total	792,60			792,60

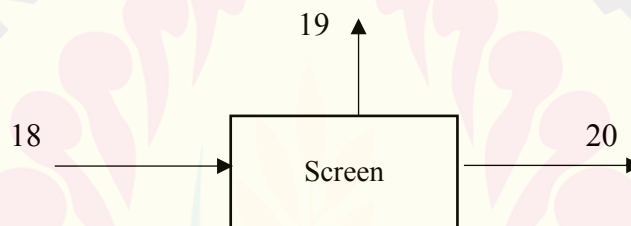
5.2.8. *Ball Mill* (C-350)



Tabel 5.9. Neraca Massa *Ball Mill*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 17	Arus 19	Arus 18
SiO ₂	1.625,00	16,25	1.641,25
H ₂ O	13,40	1,34	14,74
Subtotal	1.638,40	17,59	1.655,99
Total	1.655,99		1.655,99

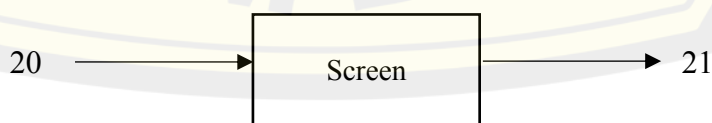
5.2.9. *Screen (S-360)*



Tabel 5.10. Neraca Massa *Screen*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
SiO ₂	1.641,25	16,25	1.625,00
H ₂ O	14,74	1,34	13,40
Subtotal	1.655,99	17,59	1.638,40
Total	1.655,99	1.655,99	

5.2.10. Hopper



Tabel 5.11. Neraca Massa *Hopper*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 20	Arus 21
SiO ₂	1.625,00	1.625,00
H ₂ O	13,40	13,40
Subtotal	1.655,99	1.638,40
Total	1.655,99	1.655,99

BAB 6. NERACA ENERGI**6.1. Neraca Energi Total**

Tabel 6.1. Neraca Energi Total

Alat	Jenis Kalor	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
<i>Mixer</i>	Q Bahan	16356,11	49.068,34
	Q Pemanasan	32712,23	
<i>Heater 1</i>	Q Bahan	81.780,57	212.629,48
	Q Steam	130.848,91	
<i>Heater 2</i>	Q Bahan	23.871,51	310.329,65
	Q Steam	286.458,14	
Reaktor	Q Bahan	522.959,14	186.817,66
	Q Pemanasan	2.536,55	
	Q Pendingin		338.678,03
<i>Cooler 1</i>	Q Bahan	186.625,61	71.852,95
	Q Pendingin		114.772,67
<i>Dryer</i>	Q Bahan	34.165,63	72.737,93
	Q Steam	38.572,30	
<i>Heater 3</i>	Q Bahan	3.367,00	57.238,92
	Q Steam	53.871,93	
<i>Cooling Conveyor</i>	Q Bahan	72.737,93	17.886,38
	Q Pendingin		54.851,55
<i>Heater 4</i>	Q Bahan	6.957,11	11.595,19
	Q Steam	4.638,08	
<i>Cooler 2</i>	Q Bahan	6.271,20	2.613,00
	Q Pendingin		3.658,20
Total		1504729,94	1.504.729,94

6.2. Neraca Energi Alat

6.1. Mixer

Tabel 6.2. Neraca Energi Mixer

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)		ΔH_{out} (kJ/jam)
	arus 1	arus 2	arus 3
H ₂ SO ₄	173,97		534,04
H ₂ O	17,26	16.048,37	48.730,93
Q Panas Pelarutan	32.491,33		
Sub total	191,22	16.048,37	48.730,93
Total	48.730,93		48.730,93

6.2. Heater 1

Tabel 6.3. Neraca Energi 1

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 3
H ₂ SO ₄	534,04	2.489,24
H ₂ O	48.196,89	210.352,13
Steam	164.110,45	
Total	212.841,37	212.841,37

6.3. Heater 2

Tabel 6.4. Neraca Energi 2

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 4
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	3.886,83	50.644,74
H ₂ O	17.946,57	234.979,83
Steam	263.791,17	
Total	285.624,57	285.624,57

6.4. Reaktor

Tabel 6.5. Neraca Energi Reaktor

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)		ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H ₂ SO ₄	2.498,24		299,79
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂		50.233,22	502,33
SiO ₂			88.725,00
Na ₂ SO ₄			74.236,24
H ₂ O	210.352,13	234.979,83	40.425,57
Sub total	498.063,42		204.188,93
Q Panas reaksi	2.536,55		
Q Pendingin			299.411,05
Total	500.599,97		500.599,97

6.5. Cooler 1

Tabel 6.6. Neraca Energi Cooler 1

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 5	Arus 5
H ₂ SO ₄	299,79	108,02
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂	510,70	193,20
SiO ₂	88.725,00	31.687,50
Na ₂ SO ₄	74.236,24	27.095,64
H ₂ O	40.425,57	15.437,50
Q Pendingin		129.675,43
Total	204.197,30	204.197,30

6.6. *Dryer*

Tabel 6.7. Neraca Energi

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 10	Arus 17
SiO ₂	34.856,25	8872,5	88.725
H ₂ O	14.004,02	33.004,6	33.667,18
Sub Total	48.860,27	41.877,1	92.392,18
Steam	85.408,99		
Total	134.269,26	134.269,26	

6.7. *Heater 3*

Tabel 6.8. Neraca Energi

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 10	Arus 10
Udara	7455,39	128.009,12
Steam	120.553,72	
Total	128.009,12	128.009,12

6.8. *Heater 4*

Tabel 6.9. Neraca Energi 4

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 20	Arus 21
SiO ₂	1.879,88	3.168,75
H ₂ O	39.507,27	65.845,45
Q Steam	27.630,06	
Total	69.014,20	69.014,20

6.9 Cooler 2

Tabel 6.10. Neraca Energi *Cooler 2*

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 13	Arus 14
SiO ₂	4.493,13	1.876,88
H ₂ O	17.687,27	7.562,17
Q Pendingin		12.741,35
Total	22.180,40	22.180,40


6.10. Cooling Conveyor

Tabel 6.11. Neraca Energi *Cooling Conveyor*


Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 17	Arus 17
SiO ₂	88.725,00	18.768,75
H ₂ O	3.667,18	840,24
Q Pendingin		72.783,19
Total	92.392,18	92.392,18

BAB 7 SPESIFIKASI ALAT

7.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (F-110)

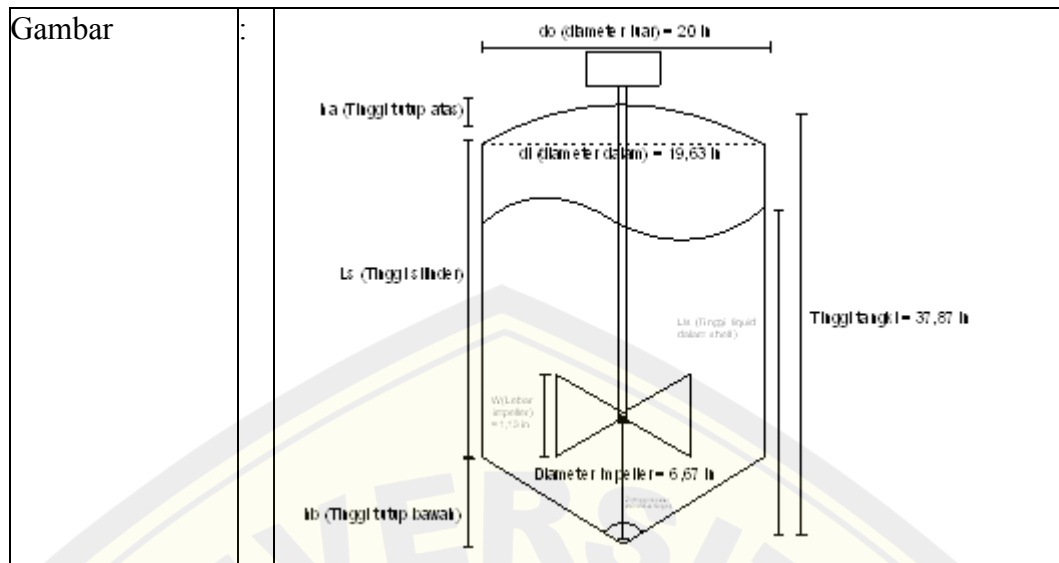
Fungsi	:	Untuk menampung asam sulfat yang akan diumpankan ke <i>mixer</i>
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Kondisi	:	Tekanan : 1 atm
Operasi	:	Suhu : 303 K
Dimensi	:	Diameter : 50 ft Tinggi : 24 ft Volume silinder : 47.106,35 ft ³ Jumlah Courses : 3 Tebal courses 1 : 0.167 ft Tebal courses 2 : 0.109 ft Tebal courses 3 : 0.05 ft Tebal tutup storage : 0.23 ft
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Sodium Silikat (F-120)

Fungsi	:	Untuk menampung sodium silikat yang akan diumpankan ke <i>mixer</i>
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 303 K
Dimensi	:	Diameter : 140 ft Tinggi : 56 ft Volume silinder : 861.838,54 ft ³ Jumlah Courses : 7 Tebal courses 1 : 1,12 ft Tebal courses 2 : 0,96 ft Tebal courses 3 : 0,79 ft Tebal courses 4 : 0,63 ft Tebal courses 5 : 0,47 ft Tebal courses 6 : 0,31 ft Tebal courses 7 : 0,14 ft Tebal tutup storage : 0,65 ft
Gambar	:	

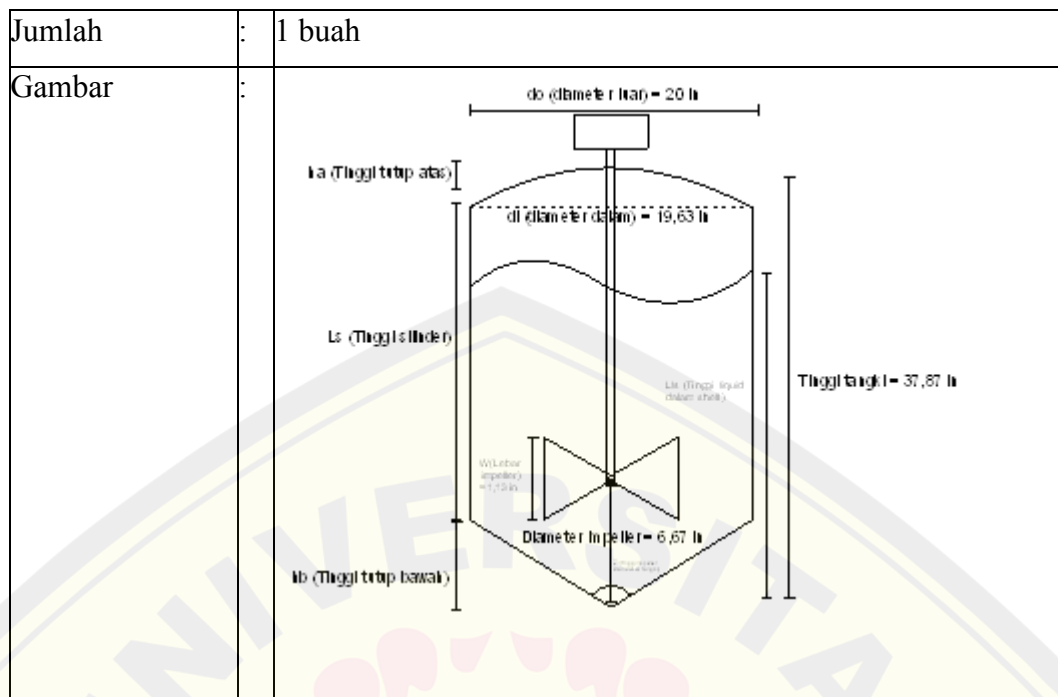
7.3. Spesifikasi *Mixer* (M-130)

Fungsi	:	Mengencerkan asam sulfat 98% menjadi 5%
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Standar Dished, Conical Bottom
Bahan	:	Stainless Steel 316
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 323 K
Dimensi	:	Tinggi : 68,79 in Diameter dalam : 35,62 in Diameter luar : 36 in Tebal silinder : 0,012 in Tebal tutup atas : 0,08 in Tebal tutup bawah : 0,08 in Diameter impeller : 11,87 in Tinggi impeller : 15,44 in Panjang impeller : 2,01 in Tebal Blade : 3,56 in Daya : 0.58 Hp
Jumlah	:	1 buah



7.4 Spesifikasi Mixer (M-340)

Fungsi	:	Melarutkan silikon dioksida untuk diumpankan ke filter
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Standar Dished, Conical Bottom
Bahan	:	Stainless Steel 316
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 323 K
Dimensi	:	Tinggi : 65.64 in Diameter dalam : 34 in Diameter luar : 33,62 in Tebal silinder : 0.01 in Tebal tutup atas : 0,08 in Tebal tutup bawah : 0,08 in Diameter impeller : 11,33 in Tinggi impeller : 14,73 in Panjang impeller : 1,92 in Tebal Blade : 3,4 in Daya : 0.51 Hp

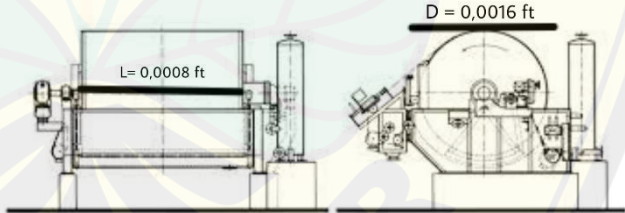


7.5. Spesifikasi Reaktor (R-210)

Fungsi	:	Mereaksikan asam sulfat dan sodium silikat menjadi silikon dioksida
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Standar Dished, Conical Bottom
Bahan	:	Stainless Steel 316
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 363 K


<p>Dimensi</p>	<p>: Tinggi : 100,25 in Diameter dalam : 53,63 in Diameter luar : 54 in Tebal silinder : 0,04 in Tebal tutup atas : 0,14 in Tebal tutup bawah : 0,15 in Diameter impeller : 17,875 in Tinggi impeller : 23,23 in Panjang impeller : 3,04 in Tebal Blade : 5,4 in Daya : 0.14 Hp</p>
<p>Jumlah</p>	<p>: 1 buah</p>
<p>Gambar</p>	

7.6. Spesifikasi Filter (H-220)

Fungsi	:	Untuk memisahkan Bahan Baku ($H_2SO_4 + Na_2O_3 \cdot 3SiO_2$) dengan Produk (SiO_2)
Tipe	:	Rotary vacuum filter
Bahan	:	Commercial Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 323°K
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 1,0253 m ³ /sWaktu Filtrasi : 27,8 min Luas Filter : 4,4095 ft ² Diameter Filter : 0,001675128
Harga	:	\$112450,7583
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

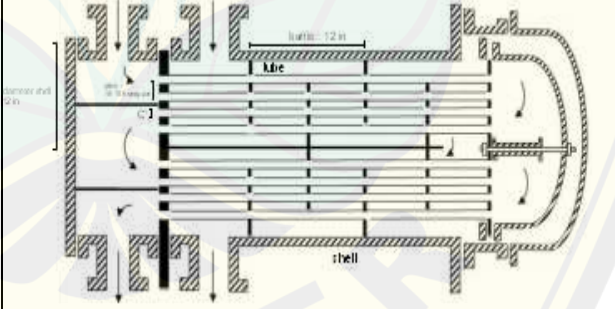
7.7. Spesifikasi Dryer (B-310)

Fungsi	:	Mengeringkan silikon dioksida hasil dari filtrasi
Tipe	:	Counter current direct contact rotary dryer

Bahan	:	Carbon Steel SA-53 Grade B
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 323 K
Dimensi	:	Panjang : 5,33 m Tebal shell : 0,88 in Tebal batu isolasi : 6 in Sudut rotary : 3° Kecepatan Putaran : 4,65 rpm Waktu tinggal : 8 menit Jumlah flight : 9,84 buah Power : 12,24 Hp
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

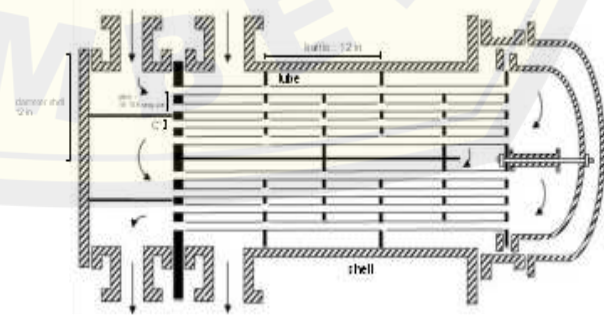
7.8. Spesifikasi Heater 1 (E-211)

Fungsi	:	Memanaskan asam sulfat 5% dari suhu 30° menjadi 90°C untuk proses reaksi
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 363 K

<p>Dimensi</p>	<p>: Rd : 0,003</p> <p>Area cooler :</p> <p>14,07 ft²Shell</p> <p>Diameter :</p> <p>12 in</p> <p>Passes : 2</p> <p>Tekanan Shell :</p> <p>0,14 psiTube</p> <p>Pitch : 15/16 in</p> <p>triangularPasses 4</p> <p>BWG : 10 in</p> <p>Baffle space :</p> <p>12 inPanjang</p> <p>: 10 in</p> <p>Jumlah Tube</p> <p>: 86</p> <p>Tekanan tube : 1,75 psi</p>
<p>Jumlah</p>	<p>: 1 buah</p>
<p>Gambar</p>	

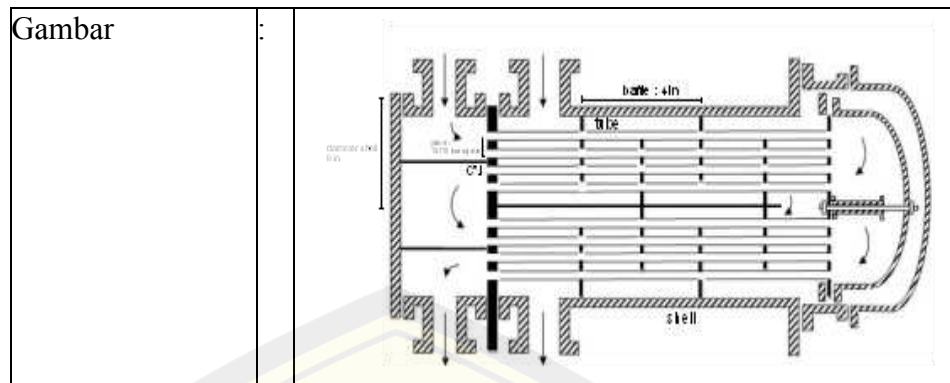
7.9. Spesifikasi Heater 2 (E-212)

<p>Fungsi</p>	<p>: Memanaskan sodium silikat dari suhu 30° menjadi 90°C</p>
---------------	---

		untuk proses reaksi
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 363 K
Dimensi	:	Rd : 0,002 Shell Diameter : 12 in Passes : 2 Tekanan Shell : 0,03 psi Tube Pitch : 15/16 in triangular Passes : 4 BWG : 10 in Baffle space : 12 in Panjang : 10 in Jumlah Tube : 86 Tekanan tube : 6,17 psi
Harga	:	6.559,63
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.10. Spesifikasi Heater 3 (E-222)

Fungsi	:	Memanaskan udara panas dari suhu 30°C menjadi 120°C
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 363 K
Dimensi	:	Rd : 0,002 Shell Diameter : 8 in Passes : 2 Tekanan Shell : 0,04 psi Tube Pitch : 15/16 in triangular Passes : 4
	:	BWG : 10 in Baffle space : 4 in Panjang : 10 in Jumlah Tube : 10 Tekanan tube : 5,4 psi
Harga	:	2.811,27
Jumlah	:	1 buah



7.11. Spesifikasi Heater 4 (E-314)

Fungsi	:	Memanaskan larutan silikon dioksida dari suhu 40° menjadi 50°C untuk proses filtrasi
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 363 K
Dimensi	:	Rd : 0,003 Shell Diameter : 25 in Passes : 2 Tekanan Shell : 0,02 psi Tube Pitch : 15/16 in triangular Passes : 4 BWG : 10 in Baffle space : 25 in Panjang : 10 in Jumlah Tube

		: 506 Tekanan tube : 0,64 psi
Harga	:	11.036,83
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.12. Spesifikasi Cooler 1 (E-221)

Fungsi	:	Mendinginkan produk hasil reaktor dari suhu 90°C menjadi 50°C
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 333 K

Dimensi	:	Rd : 0,003 Shell Diameter : 17,25 in
---------	---	--

	:	Passes : 2 Tekanan Shell : 0,001 psi Tube Pitch : 15/16 in triangular Passes : 4 BWG : 10 in Baffle space : 17,25 in Panjang : 10 in Jumlah Tube : 194 Tekanan tube : 0,028 psi
--	---	---

Jumlah	:	1 buah
--------	---	--------

gambar	:	
--------	---	--

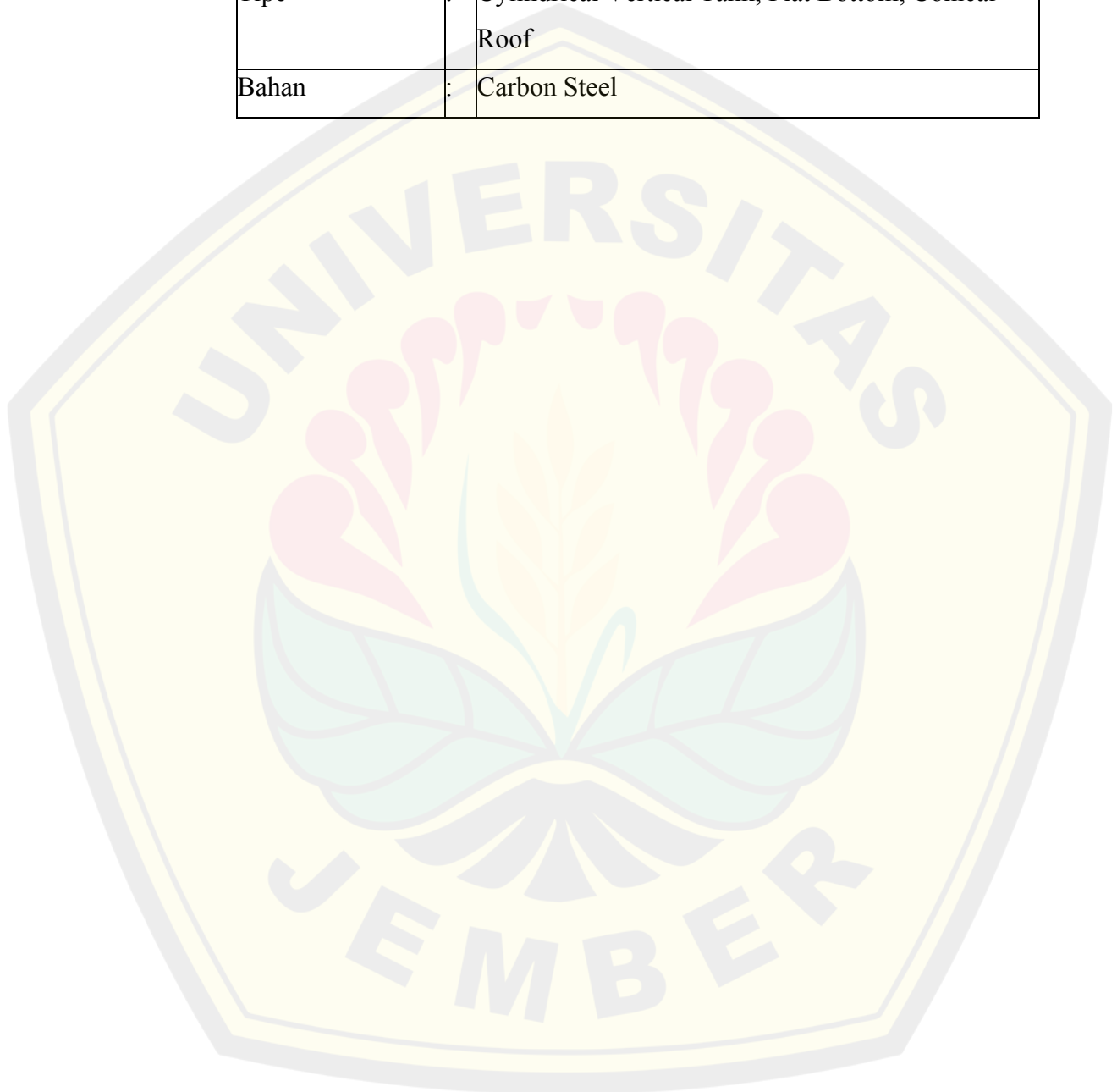
7.13. Spesifikasi Cooler 2 (E-321)

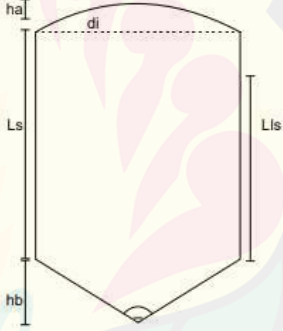
Fungsi	:	Mendinginkan hasil samping dari dryer dari suhu 60°C
--------	---	--

		menjadi 40°C
Tipe	:	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 333 K
Dimensi	:	Rd : 0,003 Shell Diameter : 10 in Passes : 2 Tekanan Shell : 0,001 psi Tube Pitch : 15/16 in triangular Passes : 4 BWG : 10 in Baffle space : 10 in Panjang : 10 in Jumlah Tube : 47 Tekanan tube : 0,021 psi
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.14. Spesifikasi Cyclone (H-320)

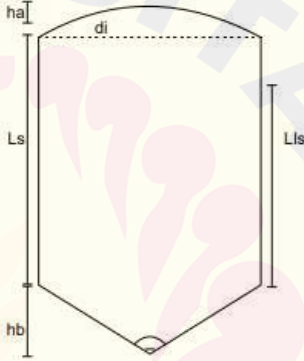
Fungsi	:	Untuk menampung sodium silikat yang akan diumpankan ke <i>mixer</i>
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	:	Carbon Steel



Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 313 K
Dimensi	: Diameter dalam : 25,63 ft Diameter luar : 26 Tinggi : 48,07 ft Volume : 11,63 ft ³ Tebal silinder : 0,08 in Tebal tutup atas : 0,09 in Tebal tutup bawah : 0,08 in
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

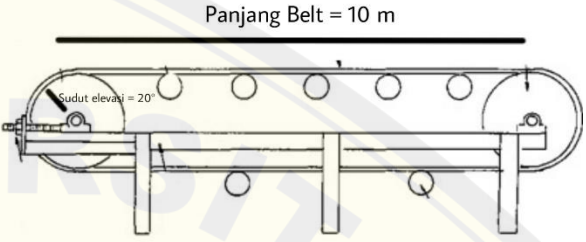
7.15. Spesifikasi Cyclone (H-320)

Fungsi	: Untuk menampung sodium silikat yang akan diumpukan ke <i>mixer</i>
Tipe	: Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	: Carbon Steel
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 313 K

Dimensi	: Diameter dalam : 27,63 ft Diameter luar : 28 Tinggi : 53,15 ft Volume : 16,11 ft ³ Tebal silinder : 0,08 in Tebal tutup atas : 0,09 in Tebal tutup bawah : 0,08 in
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

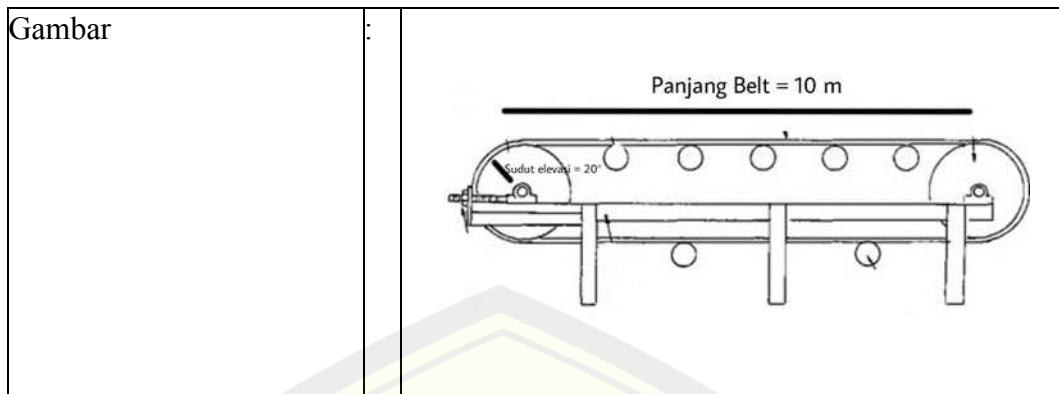
7.16. Spesifikasi Conveyer (J-311)

Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke dryer
Tipe	: Troughed belt conveyer with rolls of equal length
Bahan	: Commercial Steel
Kondisi Operasi	: Kapasitas : 1965,456 kg/jam
Dimensi	: Kecepatan Belt : 30,5 ft/min Lebar Belt : 1,17 ft Tebal Belt : 0,25 ft Panjang Belt : 32,81 ft Sudut elevasi : 20°

	Power : 3,894 hp
	: 1 buah
	: 

7.17. Spesifikasi Conveyer (J-351)

Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke ball mill
Tipe	: Troughed belt conveyor with rolls of equal length
Bahan	: Commercial Steel
Kondisi Operasi	: Kapasitas : 1965,456 kg/jam
Dimensi	: Kecepatan Belt : 30,5 ft/min Lebar Belt : 1,17 ft Tebal Belt : 0,25 ft Panjang Belt : 32,81 ft Sudut elevasi : 20° Power : 3,894 hp
Jumlah	: 1 buah

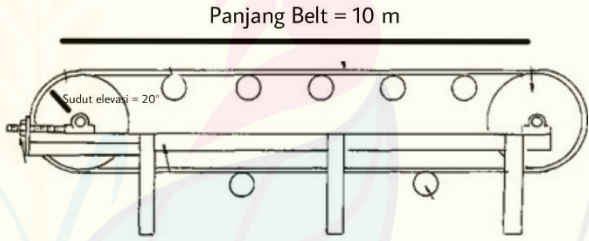


7.18. Spesifikasi Conveyer (J-361)

Fungsi	:	Mengangkut SiO ₂ ke screen
Tipe	:	Troughed belt conveyor with rolls of equal length
Bahan	:	Commercial Steel
Kondisi Operasi	:	Kapasitas : 1965,456 kg/jam
Dimensi	:	Kecepatan Belt : 30,5 ft/min Lebar Belt : 1,17 ft Tebal Belt : 0,25 ft Panjang Belt : 32,81 ft Sudut elevasi : 20° Power : 3,894 hp
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

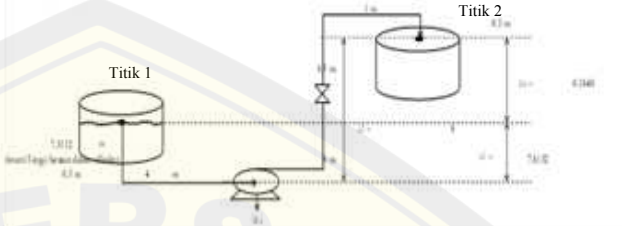
7.19. Spesifikasi Conveyer (J-381)

Fungsi	:	Mengangkut SiO ₂ ke silo
Tipe	:	Troughed belt conveyer with rolls of equal length
Bahan	:	Commercial Steel
Kondisi Operasi	:	Kapasitas : 1965,456 kg/jam
Dimensi	:	Kecepatan Belt : 30,5 ft/min Lebar Belt : 1,17 ft Tebal Belt : 0,25 ft Panjang Belt : 32,81 ft

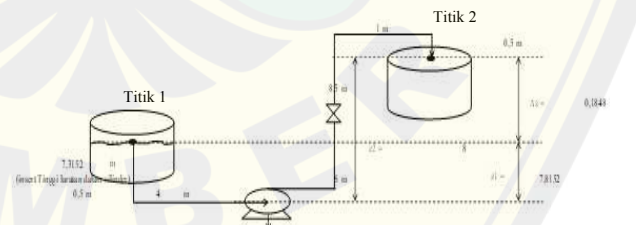
	:	Sudut elevasi : 20° Power : 3,894 hp
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.20. Spesifikasi Pompa (L-112)

Fungsi	:	Memompa H ₂ SO ₄ + H ₂ O ke <i>Mixer</i> (M-130)
Tipe	:	Centrifugal Pump
Bahan	:	Cast Iron & API-610
Kondisi Operasi	:	Suhu : 303,150 °K

Dimensi	: Rate Volumetrik : 0,00463 m ³ /s Ukuran Pipa : 4 in sch 80 Power : 0,05061 hp
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

7.21. Spesifikasi Pompa (L-130)

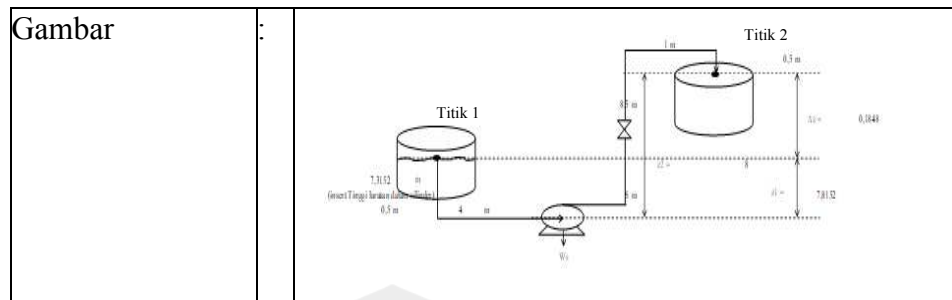
Fungsi	: Memompa Na ₂ O ₃ .3SiO ₂ ke Reaktor (R-210)
Tipe	: Centrifugal Pump
Bahan	: Cast Iron & API-610
Kondisi Operasi	: Suhu : 303,150 °K
Dimensi	: Rate Volumetrik : 0,0368 m ³ /s Ukuran Pipa : 8 in sch 40 Power : 1,29785 hp
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

7.22. Spesifikasi Pompa (L-343)

Fungsi	:	Memompa SiO ₂ ke Filter (H-220)
Tipe	:	Centrifugal Pump
Bahan	:	Cast Iron & API-610
Kondisi Operasi	:	Suhu : 303,150 °K
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 0,000033 m ³ /s Ukuran Pipa : 1/4 in sch 40 Power : 0,00017 hp
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	

7.23. Spesifikasi Pompa (L-213)

Fungsi	:	Memompa Na ₂ O ₃ .3SiO ₂ ke Reaktor (R-210)
Tipe	:	Centrifugal Pump
Bahan	:	Cast Iron & API-610
Kondisi Operasi	:	Suhu : 303,150 °K
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 0,000057 m ³ /s Ukuran Pipa : 3/8 in sch 40 Power : 0,00097 hp
Jumlah	:	1 buah

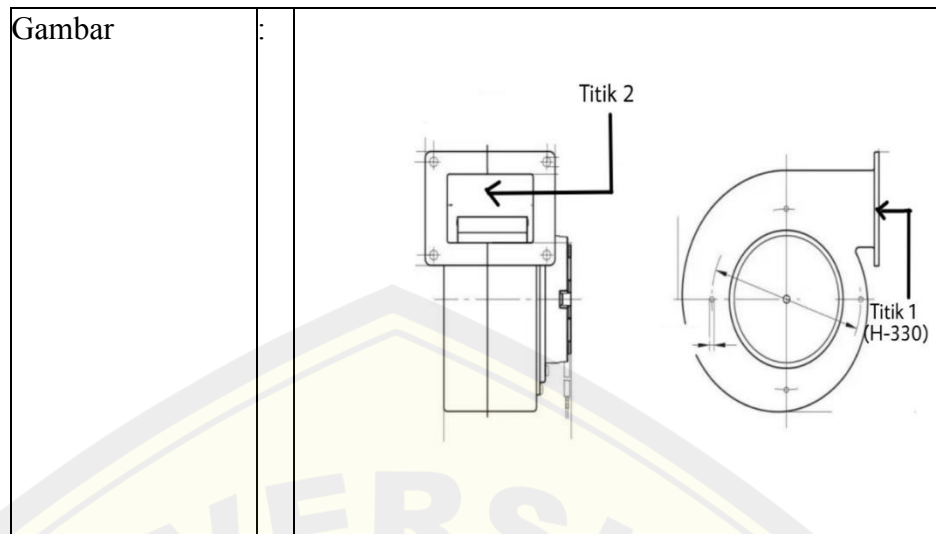


7.24. Spesifikasi Blower (G-313)

Fungsi	:	Menghisap Uap Panas dari HE (E-314)
Tipe	:	Axial,small, 1 atm, 0,5 atm vac
Bahan	:	Carbon steel
Kondisi Operasi	:	Kapasitas : 673,4 kg/jam
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 1141,355932 m ³ /jam Daya : 8,167 W
Jumlah	:	1 buah

7.25. Spesifikasi Blower (G-331)

Fungsi	:	Menghisap Uap Panas dari cyclone
Tipe	:	Axial,small, 1 atm, 0,5 atm vac
Bahan	:	Carbon steel
Kondisi Operasi	:	Kapasitas : 673,4 kg/jam
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 1141,355932 m ³ /jam Daya : 0,0035 W
Jumlah	:	1 buah




7.26. Spesifikasi Blower (G-313)

Fungsi	:	Menghisap Uap Panas dari HE (E-314)
Tipe	:	Axial,small, 1 atm, 0,5 atm vac
Bahan	:	Carbon steel
Kondisi Operasi	:	Kapasitas : 673,4 kg/jam
Dimensi	:	Rate Volumetrik : 1141,355932 m ³ /jam Daya : 8,167 W
Jumlah	:	1 buah
Gambar	:	


7.27. Spesifikasi Hopper (F-370)

Fungsi	:	Menampung produk silikon dioksida sebelum diumpankan ke silo
Tipe	:	Cylindrical Vertical Tank, Conical Bottom, Hemispherical Roof
Bahan	:	Carbon Steel
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm Suhu : 313 K

Dimensi	: Diameter dalam : 41,63 ft Diameter luar : 42 ft Tinggi : 79,77 ft Volume : 54,27 ft ³ Tebal silinder : 0,09 in Tebal tutup atas : 0,11 in Tebal tutup bawah : 0,09 in
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

7.28. Spesifikasi Silo (F-380)

Fungsi	: Menampung produk silikon dioksida sebelum di Distribusikan
Tipe	: Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof
Bahan	: Carbon Steel
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 313 K

Dimensi	: Diameter : 60 ft Tinggi : 40 ft Volume silinder : 113.077,70 ft ³ Jumlah Courses : 5 Tebal courses 1 : 0,34 ft Tebal courses 2 : 0,27 ft Tebal courses 3 : 0,20 ft Tebal courses 4 : 0,13 ft Tebal courses 5 : 0,06 ft Tebal tutup storage : 0,27 ft
Jumlah	: 1 buah
Gambar	: 

BAB 8. UTILITAS

Untuk mendukung proses suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

- Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- Unit Penyediaan Bahan Bakar
- Unit Pengolahan Limbah

8.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

8.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Namun dalam perancangan pabrik silikon dioksida ini, sumber air yang digunakan berasal dari Jababeka dimana terdapat dua pabrik pengolahan air limbah yang dikelola oleh anak perusahaan Jababeka Infrastruktur

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

Air pendingin

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

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.

- Tidak terdekomposisi.

Air Proses

Air proses ini digunakan dalam proses pembuatan produk secara langsung. Syarat agar air ini dapat digunakan adalah harus cukup murni, bebas dari segala pengotor, mineral, dan oksigen, yang disebut sebagai air bebas mineral (*demineralized water*).

Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*). Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan- larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃, O₂ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

Air sanitasi (air domestik)

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

Syarat fisika, meliputi:

Suhu	: Di bawah suhu udara
Warna	: Jernih
Rasa	: Tidak berasa
Bau	: Tidak berbau

Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

8.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik silikon dioksida ini, kebutuhan air diambil dari dua perusahaan air yang ada di jababeka yang dikelola oleh anak perusahaan JABABEKA infrastruktur. Karena sebagai salah satu kawasan industri termuka di wilayah Kabupaten Bekasi, JABABEKA merupakan salah satu pusat industri yang sangat mementingkan kelengkapan dalam infrastuktur. Salah satu infrastruktur yang diutamakan adalah Instalasi Pengolahan Air Bersihnya. Untuk kawasan industri JABABEKA ini, instalasi pengolahan air bersih yang ada, diolah secara mandiri, dan terpadu. Hal ini dikarenakan, para investor yang menaruh sahamnya di kawasan industri JABABEKA, menginginkan fasilitas air bersih yang cepat, efektif, dan teruji secara laboratoris.

Kebutuhan Air

Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater 1 (E-212)</i>	1791,012
<i>Heater 2 (E-211)</i>	2821,296
<i>Heater 3 (E-314)</i>	1933,88405
<i>Heater 4 (E-222)</i>	295,50861
Total	6841,70966

Perancangan dibuat over design sebesar 20%

$$= 20\% \times 6841,70966 \text{ kg/jam}$$

$$= 1368,341932$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 1368,341932 + 6841,70966 \text{ kg/jam}$$

$$= 8210,051592 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan Air Proses Pendinginan

Tabel Kebutuhan air proses pendinginan

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
E-221	6.066.752,086
E-321	4.585,159
J-351	75.035,4090
Total	6.146.372,654

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 20\% \times 6.146.372,654 \text{ kg/jam}$$

$$= 1229274,531 \text{ kg/jam}$$

8.1.3 Service Water

Perkiraan kebutuhan air yang digunakan untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran dll sebesar 700 kg/jam.

8.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 52.215 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200⁰C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

8.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa, Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 6.000 kW
 Jenis : Generator Diesel
 Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan

tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Tabel Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Da	Ya
	Hp	Watt
Reaktor	53	39.522,1
Filter	1	745,7
<i>Mixer</i>	53	39.522,1
Pompa-01	1	745,7
Pompa-02	5	3.728,5
Pompa-03	4	2.982,8
Pompa-04	38	28.336,6
Pompa-05	8	5.965,6
Rotary Dryer	1	745,7
Screw Conveyor 1	4	2.982,8
Screw Conveyor 2	3	2237,1
Fan	54	40.267,8
Belt Elevator	1	745,7
Total	226	173.146

Listrik untuk penerangan diperkirakan adalah sebesar 100 kW. Listrik untuk AC diperkirakan adalah sebesar 15 kW, listrik untuk laboratorium dan bengkel

diperkirakan adalah sebesar 40 kW. Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 10 kW. Total kebutuhan listrik pada pabrik silikon dioksida adalah sebesar:

Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	173
	b. Utilitas	4.716
2	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
	Total	5.055

8.4. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 47 m³/jam.

8.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) sebanyak 414,38 kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah fuel oil sebanyak 830,62 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

8.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah padat, dan limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahuluingga memenuhi baku mutu lingkungan.

Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan.

8.6.1 Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah lumpur (*sludge*) yang dihasilkan dari bak sedimentasi pada unit pengolahan air. Lumpur (*sludge*) ini bersifat tidak berbahaya sehingga dapat digunakan sebagai bahan penimbun. Limbah padat pada sanitasi akan diolah dalam *septic tank*.

8.6.2. Limbah cair utilitas

Limbah cair yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah:

- Limbah cair proses

Limbah proses ini merupakan keluaran dari *filter*. Limbah yang keluar dari *filter* mengandung banyak air dari sisa pencucian. Limbah tersebut langsung dibuang ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

- Limbah cair utilitas

Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochloride* sebagai desinfektan.

Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

BAB 9. MANAJEMEN PABRIK

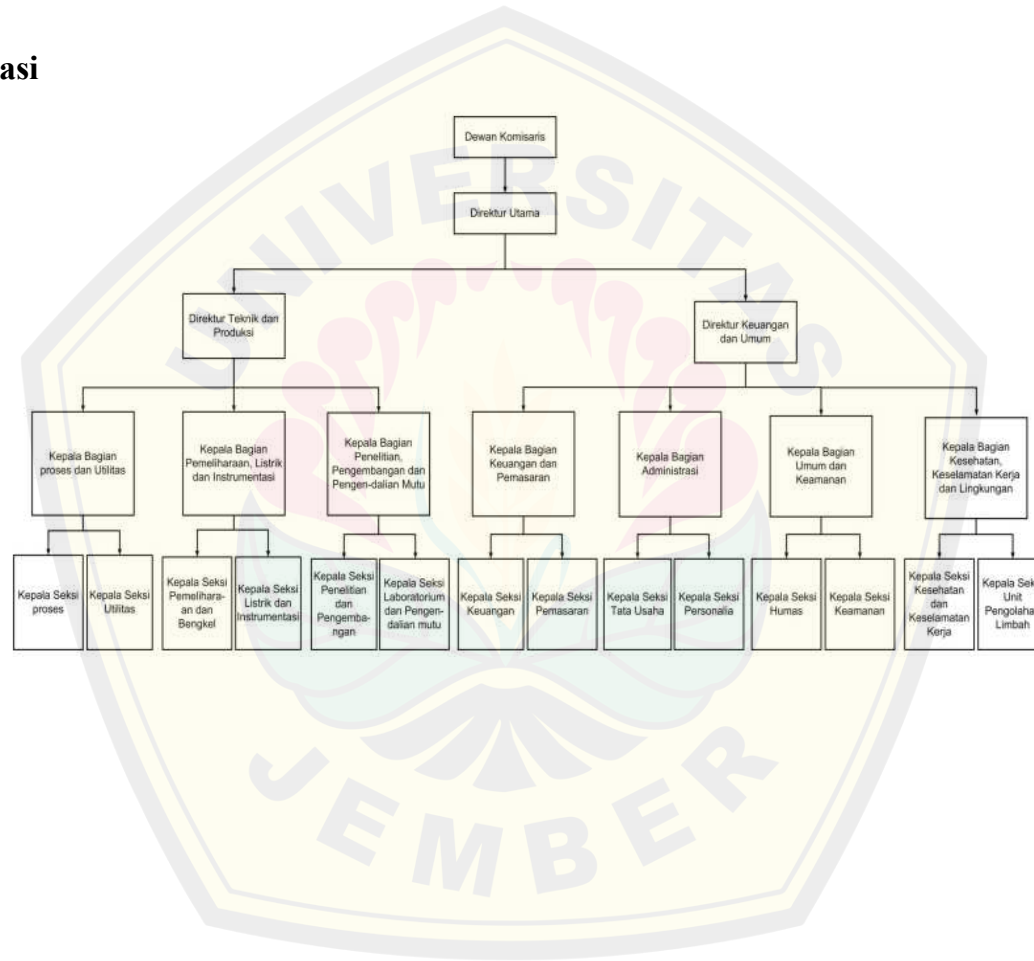
9.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik silikon yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi), Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

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

- a. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dari manajemen.
- e. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- f. Lapangan usaha lebih luas
- g. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
- h. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- i. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
- j. Mudah bergerak di pasar global.

9.2 Struktur Organisasi



Gambar 9.1 Struktur Organisasi Perusahaan

9.3 Deskripsi Pekerjaan

9.3.1 Pemegang Saham

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

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

9.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari - hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menentukan outline dari kebijakan perusahaan.
2. Melakukan meeting tahunan dengan pemegang saham (RUPS).
3. Menanyakan laporan akuntabilitas direktur setiap periode.
4. Melakukan pengawasan dan supervise terhadap setiap kegiatan dan tanggung jawab direktur.

9.3.3 Direktur Utama

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

9.3.3.1 Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

9.3.3.2 Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik,

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala - kepala bagian yang menjadi bawahannya.

9.3.3.3 Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala - kepala bagian yang menjadi bawahannya.

9.3.4 Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.

2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.

3. Mempertinggi efisiensi kerja.

9.3.5 Kepala Bagian

9.3.5.1 Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi:

a. Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi :

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

b. Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- 1) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- 2) Mengawasi dan menganalisa produk.
- 3) Mengawasi kualitas buangan pabrik.

9.3.5.2 Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
- b. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a. Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

- 1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- 2) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

b. Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas antara lain:

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, steam, dan tenaga listrik.

9.3.5.3 Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran antara lain:

a. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

b. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

1) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.

2) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

1) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.

2) Mengatur distribusi barang dari gudang

9.3.5.4 Kepala Bagian Keuangan, Administrasi, dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.

2. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

a. Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan antara lain:

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

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

c. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas antara lain yaitu Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

d. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

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

9.3.5.5 Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang penelitian dan pengembangan produksi.

b. Mengkoordinir kepala - kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi:

- a. Seksi Penelitian
- b. Seksi Pengembangan

9.3.5.6 Kepala Seksi

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

9.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Status karyawan dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerja.

9.5 Ketenagakerjaan

9.5.1 Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

9.5.2 Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

9.5.3 Kerja Lembur

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

9.6. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 21 setiap bulan. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Dengan standart UMR Kabupaten Bekasi Rp. 4.500.000 di tahun 2022 (Disnaker, 2022)

9.1 Tabel Gaji Karyawan

<u>Jabatan</u>	<u>Jumlah</u>	<u>Gaji/Bulan (Rp)</u>	<u>Total (Rp)</u>
Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	25.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	25.000.000
Staff Ahli	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	12.000.000	12.000.000

Ka. Bag. Teknik	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Bag. K3	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumen	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Proses	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumen	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Keuangan		8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. Humas	1	8.000.000	8.000.000

Ka. Sek. Keamanan	1	8.000.000	8.000.000
Ka. Sek. K3	1	8.000.000	8.000.000
Karyawan Personalia	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Humas	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Litbang	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Pembelian	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Pemasaran	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Administrasi	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Proses	5	6.000.000	30.000.000
Karyawan Pengendalian	4	6.000.000	24.000.000
Karyawan Laboratorium	7	6.000.000	36.000.000
Karyawan Pemeliharaan	4	6.000.000	24.000.000
Karyawan Utilitas	6	6.000.000	36.000.000
Karyawan K3	6	6.000.000	36.000.000
Operator Proses	50	5.500.000	275.000.000
Operator Utilitas	10	5.500.000	55.000.000
Security	6	4.800.000	28.800.000
Sekretaris	4	5.000.000	20.000.000

Dokter	1	7.000.000	7.000.000
Perawat	2	4.500.000	9.000.000
Supir	5	4.500.000	22.500.000
Cleaning Service	8	4.500.000	36.000.000
Total	176	409.300.000	1.139.300.000

9.7 Jam Kerja

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

1. Jam kerja karyawan non-shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan non shift adalah : Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor, Karyawan non shift dalam satu minggu bekerja selama 5

hari dengan jam kerja sebagai berikut :

- Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

- Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

- Sabtu dan Minggu libur

2. Jam kerja karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah

operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai

berikut :

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- 1) Shift Pagi : 07.00 – 16.00
- 2) Shift Sore : 15.00 – 24.00
- 3) Shift Malam : 24.00 – 08.00

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga regu yang masuk dan ada satu regu yang libur. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Jadwal pembagian kerja masing-masing regu ditampilkan dalam Tabel 9.2

Tabel 9.2 Jadwal kerja masing-masing regu

Shift	1	2	3	4	5	6	7	8
Pagi	A	A	B	B	C	C	D	D
Siang	B	B	C	C	D	D	A	A
Malam	C	C	D	D	A	A	B	B
Libur	D	D	A	A	B	B	C	C

9.8 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan

kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1) Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2) Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

9.9 Penggolongan Karyawan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 9.3. Jabatan dan Minimal Pendidikan

<u>Jabatan</u>	<u>Pendidikan</u>
Direktur Utama	S2
Direktur	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Dokter	S1
Perawat	D3/s1
Karyawan	D4/S1
Supir	SMA Sederajat
Cleaning Service	SMA Sederajat

Satpam	SMA Sederajat
--------	---------------



BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN

Evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Dan untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau titik dimana pabrik tidak untung dan tidak rugi. pada evaluasi ekonomi ini maka perlu diperhatikan parameter-parameter sebagai penentu kelayakan didirikannya pabrik silikon dioksida ini.

Adapun parameter-parameter tersebut adalah:

1. Keuntungan (*Profitability*)
2. Lama Waktu Pengembalian Modal
 - a. Lama pengangsuran modal TCI b)
 - b. *Pay Out Time* (POT)
3. Total Modal Akhir
 - a. *Net Profit Over Total Life of The Project* (NPOTLP)
 - b. *Total Capital Sink* (TCS)
4. Laju Pengembalian Modal a) *Rate of Return on Investment* (ROR)
5. *Break Even Point* (BEP)

10.2 Evaluasi Ekonomi

10.1.1 Keuntungan (Profitabilitas)

Profit atau keuntungan merupakan tujuan dari didirikannya suatu pabrik. Keuntungan ini merupakan selisih antara hasil penjualan dengan modal yang digunakan. Keuntungan dapat digapai pada satu waktu tertentu setelah pabrik yang didirikan beroperasi selama waktu tertentu. Untuk mengetahui keuntungan yang dimiliki oleh pabrik maka perlu dihitung Annual Cash Flow pabrik untuk mengetahui

profit dengan telah dilakukannya pembelanjaan kebutuhan pabrik dalam satu tahun. Perhitungan *Annual Cash Flow* sendiri membutuhkan hasil perhitungan kebutuhan produksi dari pabrik *Total Production Cost* yang telah tercantum pada Apendix D Evaluasi Ekonomi.

Annual cash Flow adalah uang tunai yang tersedia setiap tahunnya dan di hitung dengan cara sebagai berikut :

No	Produk	Harga (US\$/kg)	Produksi /jam (kg)	Produksi /hari (kg)	Produksi /tahun (kg)	Biaya /tahun (US\$)
1	silikon dioksida	2	1.625	39.000	13.000.000	26.000.000
Total		2	1.625	39.000	13.000.000	26.000.000

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga penjualan produk (SP)} &= \text{US\$ } 26.000.000 \\
 \text{Total Production Cost (TPC)} &= \text{US\$ } 20.351.732,09 \\
 \text{Net Profit Before Tax (NPBT)} &= \text{harga penjualan produk} - \text{total} \\
 &\quad \text{production cost} \\
 &= \text{US\$}26.000.000 - \text{US\$ } 20.351.732,09 \\
 &= \text{US\$ } 5.684.267,91 \\
 \text{Income Tax (25\% NPBT)} &= \text{US\$ } 5.684.267,91 \times 25\% \\
 &= \text{US\$ } 1.412.066,98 \\
 \text{Net Profit After Tax (NPAT)} &= \text{NPBT} - \text{Income tax} \\
 &= \text{US\$ } 5.684.267,91 - \text{US\$ } 1.412.066,98 \\
 &= \text{US\$ } 4.236.200,93 \\
 \text{Depresiasi (10\% FCI)} &= \text{US\$ } 7.060.392,62 \times 10\% \\
 &= \text{US\$ } 706.039,26 \\
 \text{Annual Cash Flow} &= \text{NPAT} + \text{Depresiasi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{US\$ } 4.236.200,93 + \text{US\$ } 706.039,2622 \\
 &= \text{US\$ } 4.942.240,19 \\
 \% \text{ Annual Cash Flow} &= \text{ACF} / \text{TCI} \times 100\% \\
 &= \text{US\$ } 4.942.240,19 / \text{US\$ } 7.844.880,69 \times 100\% \\
 &= 63\%
 \end{aligned}$$

Sehingga berdasarkan perhitungan di atas, maka prarancangan pabrik silicon dioksida ini menunjukkan adanya profitabilitas. Sesuai dengan perhitungan, maka dalam kurun waktu satu tahun dapat diperoleh profit setelah dipotong pajak adalah US \$4.195.540,81 dan perolehan uang pada tiap tahunnya adalah sebesar US\$ 4.901.580,08

10.1.2 Lama Pengembalian Modal

a. Lama Pengembalian Modal

Lama pengembalian modal yang di pinjam dapat dilihat pada Tabel 10.1. Besar angsuran yang perlu dibayarkan dalam satu tahun pengangsuran dapat dihitung dengan perhitungan berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investement (TCI)} &= \text{US\$ } 7.844.880,69 \\
 \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US\$ } 4.901.580,076 \\
 \text{Bunga Modal (b)} &= 20\% \\
 \text{Salvage value (Vs)} &= 0 \\
 \text{Umur Pabrik (n)} &= \text{FCI} - \text{Vs} / \text{D} \\
 &= \text{US\$ } 7.060.392,62 - 0 / \text{US\$ } 706.039,26 \\
 &= 10 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ANGSURAN} &= \text{TCI} \left[\frac{\text{b}(1 + \text{b})^{\text{N}}}{(1 + \text{b})^{\text{N}} - 1} \right] = \text{US\$ } 7.844.880,69 \{ [20\%(1 + 20\%)^4] / [(1 + 20\%)^4 - 1] \} \\
 &= \text{US\$ } 7.844.880,69 \times 0,39 \\
 &= \text{US\$ } 3.030.392,064
 \end{aligned}$$

10.1 Tabel Aangsuran Pengembalian Modal

Tahun ke-	Pinjaman (US\$)	Bunga (US\$)	Total		Sisa Pinjaman (US\$)
			Pinjaman (US\$)	Angsuran (US\$)	
0	7.844.880,69	0	7.844.880,69	0	7.844.880,69
1	7.844.880,69	1.568.976,14	9.413.856,83	3.030.392,06	6.383.464,77
2	6.383.464,77	1.276.692,95	7.660.157,72	3030392,064	4.629.765,65
3	4.629.765,65	925.953,13	5.555.718,78	3030392,064	2.525.326,72
4	2.525.326,72	505.065,34	3.030.392,06	3030392,064	0,00
Total		4.276.687,57		12121568,26	

Berdasarkan Tabel 10.1 dapat diketahui bahwa pengembalian modal dapat dipenuhi dalam waktu kurang dari 4 tahun. Lama waktu pengembalian modal dalam jangka waktu kurang dari setengah umur pabrik yaitu 10 tahun (Tabel 1-hal 271, Peters, 1991) maka dapat dinyatakan bahwa pabrik silikon dioksida ini layak untuk didirikan.

b. Pay Out Time

Berdasarkan referensi buku Plant Design and Economic for Chemical Engineers oleh Peter & Timmerhaus (1991) pada halaman 310, nilai dari Pay Out Time dapat dihitung menggunakan Persamaan 10.1.

$$POT = FCI + Bunga\ TCI / ACF \quad (10.1)$$

Keterangan:

$$FCI\ (Fixed\ capital\ Investment) = US\ \$\ 7060392,62$$

$$Bunga\ Total\ Capital\ investment = US\ \$\ 4.276.687,57$$

$$ACF\ (Annual\ Cash\ Flow) = US\ \$\ 4901580,076$$

$$POT = \frac{US\$7.060.392,62 + US\$ 4.276.687,57}{US\$ 4901580,076} = US\$ 2,312943992$$

Pay Out Time yang diperoleh adalah 2,52 tahun, yaitu kurang dari setengah dari umur pabrik maka pabrik ini layak didirikan.

10.1.3 Total Modal Akhir

Total modal akhir merupakan sejumlah uang yang tetap bertahan bahkan hingga di akhir tahun umur pabrik. Total modal akhir merupakan salah satu parameter dalam pengevaluasian ekonomi pendirian pabrik. Parameter total modal akhir ini dapat diketahui dengan 2 cara, yaitu melalui nilai Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP) atau Total Capital Sink (TCS). Berdasarkan kedua cara tersebut, sebuah pabrik dinyatakan layak untuk didirikan jika:

- Nilai NPOTLP lebih besar dari pada nilai TCI ditambah dengan bunga modal
- Nilai TCS lebih besar dari TCI

a. *Net Profit Total Life of The Project (NPOTLP)*

Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP) merupakan total profit yang didapatkan pabrik selama jangka waktu pabrik beroperasi (11 tahun) ditambahkan dengan Capital Recovery (CR). Perhitungan NPOTLP ditentukan melalui Persamaan 10.2.

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR} \quad (10.2)$$

Keterangan :

CCP = *Cumulative cash Position*

CR = *Capital Recovery*

- *Cumulative Cash Position (CCP)*

Cumulative Cash Position (CCP) merupakan jumlah total *Annual Cash Flow (ACF)* dalam jangka waktu umur pabrik dikurangi dengan *Total Capital Investment (TCI)*. Nilai dari *Cumulative Cash Position (CCP)* merupakan total profit (termasuk bunga modal) yang didapatkan selama umur pabrik beroperasi. Nilai CCP dihitung melalui Persamaan 10.3.

$$\text{CCP} = \text{n.ACF} - \text{TCI} \quad (10.3)$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 n \text{ (umur pabrik)} &= 10 \text{ tahun} \\
 \text{ACF (Annual Cash Flow)} &= \text{US \$ } 4.901.580,076 \\
 \text{TCI (Total Capital Investment)} &= \text{US \$ } 7.844.880,69 \\
 \text{CCP} &= 10 \times \text{US\$ } 4.901.580,076 - \text{US\$ } 7.844.880,69 \\
 &= \text{US\$ } 49.015.800,76 - \text{US\$ } 7.844.880,69 \\
 &= \text{US\$ } 41.170.920,07
 \end{aligned}$$

- *Capital Recovery*

Capital Recovery (CR) merupakan modal yang masih ada pada masa akhir umur pabrik. *Capital Recovery* ini meliputi modal kerja (*Working Capital*) dan lahan (*Land*). Nilai CR dihitung melalui Persamaan 10.4.

$$\text{CR} = \text{WCI} + \text{Vs} + \text{L} \quad (10.4)$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 \text{WCI (Working Capital Investment)} &= \text{US\$ } 784.488,07 \\
 \text{Vs (Salvage Value)} &= \text{US \$ } 0 \\
 \text{Land (L)} &= \text{US \$ } 782.170 \\
 \text{CR} &= \text{WCI} + \text{Vs} + \text{L} \\
 &= \$784.488,07 + 0 + \$782.170 \\
 &= \$1.566.657,62
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPOTLP} &= \text{CCP} + \text{CR} \\
 &= \text{US\$ } 41.170.920,07 + \text{US\$ } 1.566.657,62 \\
 &= \text{US\$ } 42.737.577,69
 \end{aligned}$$

Sebagai pembanding parameter, maka perlu diketahui nilai TCI ditambahkan dengan bunga modal.

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} + \text{Bunga} &= \text{US\$ } 7.844.880,69 + \text{US\$ } 4.276.687,566 \\
 &= \text{US\$ } 12.121.568,26
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan maka dapat diketahui nilai NPOTLP adalah sebesar US \$ 42.737.577,69. Nilai NPOTLP tersebut adalah lebih besar dari nilai TCI yang telah dijumlahkan dengan bunga modal. Hal ini mengindikasikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

b. Total Capital Sink (TCS)

Total Capital Sink (TCS) merupakan selisih antara Annual Cash Flow (ACF) dengan jumlah angsuran selama masa umur pabrik beroperasi. Nilai dari TCS dapat dihitung berdasarkan Persamaan 10.5.

$$TCS = n.ACF - \text{Jumlah Angsuran} \quad (10.5)$$

Keterangan :

$$n \text{ (umur pabrik)} = 10 \text{ tahun}$$

$$ACF \text{ (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 4.901.580,076$$

$$\Sigma \text{ Angsuran} = \text{US \$ } 12.121.568,26$$

sehingga,

$$\begin{aligned} TCS &= n.ACF - \text{Jumlah Angsuran} \\ &= 10 \times \text{US\$ } 4.901.580,076 - \text{US\$ } 12.121.568,26 \\ &= \text{US\$ } 36.894.232,5 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, dapat diketahui bahwa nilai TCS adalah sebesar US \$ 36.894.232,5. Perolehan nilai TCS ini lebih besar dari TCI yang hanya sebesar US\$ 7.844.880,69, sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

10.1.4 Laju Pengembalian Modal

a. Rate of Return Investment (ROR)

Rate of Return on Investment (ROR) merupakan laju pengembalian modal yang didapatkan dari rasio dari NPAT dengan TCI dalam bentuk persentase. ROR dapat ditentukan dengan Persamaan 10.6.

$$\text{ROR} = \text{NPAT} / \text{TCI} \times 100\% \quad (10.6)$$

sehingga diperoleh nilai ROR,

$$\begin{aligned} \text{ROR} &= \text{US\$ } 4.195.540,814 / \text{US\$ } 7.844.880,69 \times 100\% \\ &= \text{US\$ } 0,534.812.571 \\ &= 53,48\% \end{aligned}$$

Nilai *Rate of Return on Investment* (ROR) yang didapatkan sebesar 53,48%. Perolehan ROR tersebut melebihi nilai bunga bank yang ditetapkan yaitu sebesar 20%. Hal ini mengindikasikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

10.1.5 Break Event point

Break Even Point (BEP) merupakan titik tertentu yang menunjukkan capaian kapasitas produksi pada saat pendapatan bernilai sama dengan modal yang dikeluarkan sehingga tercapai titik impas. Kapasitas produksi pabrik yang berada di bawah titik SDP akan lebih menguntungkan untuk dilakukan pemberhentian operasi pabrik. Adapun BEP dapat ditentukan melalui Persamaan 10.8.

$$\text{BEP} = (\text{Fixed Cost} / (\text{Selling Price} - \text{Variable Cost})) \times 100\% \quad (10.8)$$

$$\text{Biaya Tetap (FC)} = \text{US } \$ 2,58$$

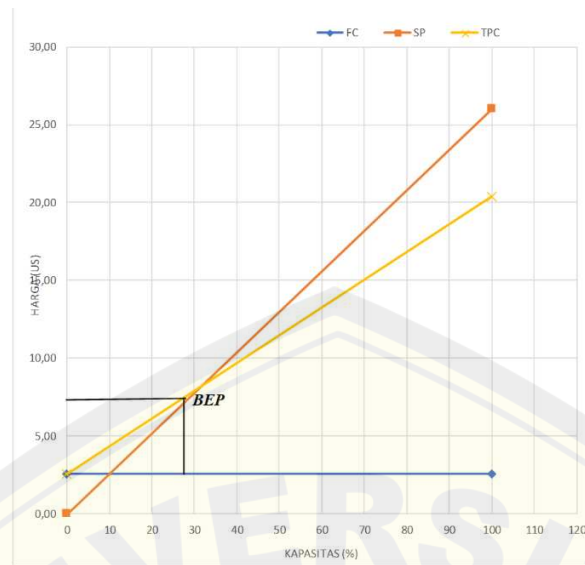
$$\text{Biaya Variabel (VC)} = \text{US } \$ 17,83$$

$$\text{Selling Price} = \text{US } \$ 26$$

Sehingga nilai BEP diperoleh,

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= (\text{Fixed Cost} / (\text{Selling Price} - \text{Variable Cost})) \times 100\% \\ &= \text{US\$ } 2,58 / (\text{US\$ } 26 - \text{US\$ } 17,83) \times 100\% \\ &= 31,53\% \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan, nilai BEP yang didapatkan adalah sebesar 31,55%. Hal ini mengindikasikan bahwa pada kapasitas pabrik ke 31,35% maka akan dicapai titik impas antara modal dan pendapatan. Nilai BEP sendiri dapat dilihat pada grafik pada Gambar 10.



Gambar 10.1 Grafik Break Even Point (BEP)

Setelah dicapainya perhitungan berbagai parameter sebagai evaluasi ekonomi yang dilakukan untuk pendirian pabrik, maka kesimpulan yang didapatkan terkait dengan evaluasi ekonomi Pra Perancangan Pabrik silikon dioksida dapat dilihat pada Tabel 10.2

Tabel 10.2 Parameter Kelayakan Pendirian Pabrik

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1	<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	US\$ 4.901.580,076 & 62,48%	>15%	Layak Didirikan
2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	2,52	Kurang Dari Setengah Umur	Layak Didirikan
3	<i>Net Profit Over Total Lifetime Of The Project (NPOTLP)</i>	US \$ 42.737.577,69	Pabrik Lebih Besar Dari TCI + Total	Layak Didirikan

			Bunga Pinjaman	
4	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US \$ 36.894.232,5	Lebih Besar Dari Total Capital Investment	Layak Didirikan
5	<i>Rate Of Return (ROR)</i>	53,48%	>15%	
6	<i>Break Event</i>	31,53%	20%	Layak Didirikan

Berdasarkan data-data yang sudah dikalkulasi keseluruhan unsur analisa ekonomi, maka Pabrik Silikon Dioksida dengan kapasitas 13.000 Ton/Tahun layak untuk didirikan.

10.2 Faktor Keselamatan

10.2.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) merupakan upaya kita untuk menciptakan lingkungan kerja yang sehat dan aman, sehingga dapat mengurangi probabilitas kecelakaan kerja /penyakit akibat kelalaian yang mengakibatkan demotivasi dan dan defisiensi produktivitas kerja. Menurut UU Pokok Kesehatan RI No. 9 Th. 1960 Bab I Pasal II ,Kesehatan Kerja adalah suatu kondisi Kesehatan yang bertujuan agar masyarakat pekerja memperoleh derajat Kesehatan setinggi-tingginya, baik jasmani ,rohani maupun social, dengan usaha pencegahan dan pengobatan terhadap penyakit atau gangguan Kesehatan yang disebabkan oleh pekerjaan dan lingkungan kerja maupun penyakit umum.

Berdasarkan UU No. 1 Tahun 1970 tentang keselamatan kerja , bahwa tujuan Kesehatan dan Keselamatan Kerja yang berkaitan dengan mesin, peralatan, landasan

tempat kerja dan lingkungan tempat kerja adalah mencegah terjadinya kecelakaan dan sakit akibat kerja, memberikan perlindungan pada sumber-sumber produksi sehingga dapat meningkatkan efisiensi dan produktivitas. Hal ini tentu sangat penting mengingat apabila Kesehatan pegawai buruk mengakibatkan turunnya capaian/output serta demotivasi kerja.

Untuk mewujudkan tujuan tersebut perlu dilakukan tindakan keselamatan kerja sebagai berikut:

1. Perlindungan badan dan kepala
2. Perlindungan kaki, yaitu dengan menggunakan sepatu boots laras tinggi
3. Perlindungan alat pendengaran berupa alat penyumbat telinga (earplug)
4. Semua mesin atau alat yang bergerak dan/atau berputar harus dilindungi
5. Pekerjaan perbaikan

10.2.2 Faktor Bahaya

Setiap pegawai tentu mempunyai cara cara tersendiri dalam proteksi diri terhadap ancaman kecelakaan kerja/ penyakit dalam menunjang pekerjaannya, misal dengan memakai masker Ketika sedang flu, menunda bepergian Ketika sedang pandemi, maupun dengan menjaga kebersihan/ kenyamanan ruangan kerja. Menurut Budiono dkk (2003), faktor yang mempengaruhi Kesehatan dan Keselamatan Kerja adalah

- a. Beban Kerja. Beban kerja merupakan beban fisik, mental dan sosial, sehingga penempatan pegawai sesuai dengan kemampuannya perlu diperhatikan
- b. Kapasitas Kerja. Kapasitas Kerja yang bergantung pada tingkat Pendidikan, keterampilan, kebugaran jasmani, ukuran tubuh ideal, keadaan gizi dsb

c. Lingkungan Kerja. Lingkungan Kerja yang berupa faktor fisik, kimia, biologi, ergonomi ataupun psikososial.

Sehubungan dengan hal tersebut diatas, kecelakaan Kerja dapat dicegah dengan metode HIRARC, HIRARC terdiri dari *hazard identification*, *risk assessment*, dan *risk control*

a. Identifikasi Bahaya (*hazard identification*). Menurut Suardi, kategori bahaya adalah bahaya fisik, bahaya mekanik, bahaya elektrik, bahaya kimia, bahaya ergonomi, bahaya kebiasaan, bahaya lingkungan bahaya biologi dan bahaya psikologi.

b. Penilaian Risiko (*Risk Assessment*). Adalah proses penilaian untuk mengidentifikasi potensi bahaya yang dapat terjadi yang bertujuan untuk control risiko dari proses dan operasi. Penilaian dalam *risk assessment* yaitu *likelihood* dan *severity*. *Likelihood* menunjukkan seberapa mungkin kecelakaan terjadi, *severity* menunjukkan seberapa parah dampak kecelakaan tersebut, Nilai dari *likelihood* dan *severity* akan digunakan untuk menentukan *risk rating*, dimana *risk rating* adalah nilai tingkat resiko, bisa rendah, menengah, tinggi atau ekstrem (AS/NZS). Acuan dapat dilihat pada table dibawah.

Tabel 1. Skala “*Likelihood*” pada standar AS/NZS 4360

Tingkat	Deskripsi	Keterangan
5	<i>Almost Certain</i>	Terdapat ≥ 1 kejadian dalam setiap shift
4	<i>Likely</i>	Terdapat ≥ 1 kejadian dalam setiap hari
3	<i>Possible</i>	Terdapat ≥ 1 kejadian dalam setiap minggu
2	<i>Unlikely</i>	Terdapat ≥ 1 kejadian dalam setiap bulan

1	<i>Rare</i>	Terdapat ≥ 1 kejadian dalam setahun atau lebih
---	-------------	---

Tabel 2. Skala “*severity*” pada standar AS/NZS 4360

Tingkat	Deskripsi	Keterangan
1	<i>Insignificant</i>	Tidak terjadi cedera, kerugian finansial sedikit
2	<i>Minor</i>	Cedera ringan, kerugian finansial sedikit
3	<i>Moderate</i>	Cedera sedang, perlu penanganan medis
4	<i>Major</i>	Cedera berat ≥ 1 orang, kerugian besar, gangguan proses bisnis
5	<i>Catastrophic</i>	Fatal ≥ 1 orang, kerugian sangat besar dan dampak sangat luas dengan terhentinya seluruh kegiatan

c. Pengendalian Risiko (*risk Control*). Adalah cara mengatasi potensi bahaya yang terdapat dalam lingkungan kerja. Potensi bahaya tersebut dapat dikendalikan dengan menentukan skal prioritas terlebih dahulu yang kemudian dapat membantu dalam pemilihan pengendalian Hirarki pengendalian risiko menurut OHSAS 18001 terdiri dari

lima hirarki yaitu eliminasi, substitusi, *engineering control*, *administrative control* dan alat pelindung diri (APD).

10.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri merupakan seperangkat peralatan yang digunakan oleh masing-masing individu guna mencegah dan mengupayakan agar terhindar dari potensi bahaya di tempat kerja. Penyediaan APD pada tempat kerja yang memiliki potensi bahaya adalah kewajiban dan tanggung jawab perusahaan yang harus ditaati sesuai dengan kebijakan seperti yang tertera pada UU No.1 tahun 1970. Berikut merupakan alat pelindung diri di antaranya yaitu.

1. Helm
Helm berfungsi dalam memberikan perlindungan pada potensi bahaya yang bisa mengenai kepala baik berupa benturan atau timpaan benda.
2. Alat pelindung mata (eye goggle)
Alat pelindung mata berfungsi dalam memberikan perlindungan kepada mata terhadap potensi bahaya yang disebabkan berbagai faktor seperti partikulat, percikan dari bahan kimia yang rawan mengenai mata dan cahaya yang menyilaukan.
3. Pelindung muka (face shield)
Pelindung muka memiliki fungsi dalam perlindungan dari potensi bahaya yang memungkinkan terjadi pada muka. Potensi bahaya ini dapat berupa cairan panas, percikan bahan kimia berbahaya, maupun percikan api.
4. Pelindung pernafasan
Pelindung pernafasan berperan dalam memberikan perlindungan pada potensi bahaya yang dapat memasuki saluran pernafasan baik mulai dari mulut sampai hidung. Faktor bahaya yang dapat mempengaruhi pernafasan dapat berupa banyaknya partikel berdebu pada area kerja maupun adanya kemungkinan dalam menghirup senyawa kimia berbahaya.

4. Sarung tangan Berfungsi sebagai perlindungan dari potensi bahaya yg dapat terjadi pada tangan baik bahaya fisik, kimia maupun elektrik. Berikut merupakan beberapa jenis sarung tangan berdasarkan sumber bahaya yang dihadapi.
 - Sarung tangan kulit : sumber bahaya berupa benda yang kasar dan tajam
 - Sarung tangan asbes : sumber bahaya berupa benda yang panas
 - Sarung tangan katun : digunakan bila bekerja dengan peralatan oksigen
 - Sarung tangan karet : sumber bahaya berupa bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif
 - Sarung tangan listrik : sumber bahaya berupa bahaya listrik
6. Sepatu pengaman
Pelindung diri dari segala potensi bahaya terhadap kaki. Beberapa jenis sepatu pengaman di antaranya adalah :
 - Sepatu keselamatan : Pelindung diri dari potensi bahaya terhadap kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar karena bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam dan/atau untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh minyak atau air.
 - Sepatu karet : Alat pelindung kaki terhadap potensi gangguan K3 yang berasal dari bahan kimia berbahaya.
 - Sepatu listrik : Alat pelindung kaki terhadap potensi gangguan K3 yang berasal dari sumber listrik.
7. Baju pelindung Berperan sebagai alat pelindung tubuh dari ujung kaki hingga kepala. Baju pelindung sendiri terdiri dari dua jenis, yaitu baju pelindung bahan kimia asam dan percikan pasir. Baju pelindung ini pada umumnya memiliki ketahanan terhadap sumber bahaya yaitu baik untuk bahan kimia dan percikan pasir sehingga pekerja dapat melaksanakan pekerjaan secara aman.

BAB 11 PENUTUP

Berdasarkan kajian dan perhitungan yang dilakukan, maka terdapat beberapa poin kesimpulan yang bisa diambil dari pra perancangan pabrik silikon dioksida ini yaitu sebagai berikut:

1. Asam Sulfat dan Sodium Silikat merupakan salah satu bahan baku dengan potensi tinggi untuk digunakan sebagai sumber utama dalam produksi silikon dioksida
2. Besar kapasitas pabrik silikon dioksida sebesar 13.000 ton/tahun mampu memenuhi kebutuhan biolubricant Indonesia
3. Sesuai dengan pertimbangan bahan baku, transportasi dan ketersediaan berbagai sumber daya yang ada di Kawasan Industri Jababeka, yang berlokasi Kecamatan Cikarang, Kabupaten Bekasi, Jawa Barat dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik
4. Hasil dari perhitungan analisa ekonomi, pabrik dinyatakan layak untuk berdiri dengan rincian sebagai berikut:
 - Total Capital Investment = US\$ 7.844.880,69
 - Annual Cash Flow = 63%
 - Pay Out Time = 2,52 tahun
 - Rate of Return on Investment = 54%
 - Break Even Point = 31,29%
 - Service Life = 11 tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Attwood, Dennis et al. 2006. "Process Equipment Design." Human Factors Methods for Improving Performance in the Process Industries: 31–35.
- Badan Pusat Statistika Indonesia. 2022. Data Ekspor-Impor. <http://www.bps.go.id>. Diakses tanggal 10 Maret 2022.
- D Q Kern. 1983. "423_0.Pdf."
- Labchem. 2018. Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid MSDS [Online]. <http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC25550.pdf>. Diakses tanggal 12 April 2022
- Labchem. 2018. Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid MSDS [Online]. <http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC22965.pdf>. Diakses tanggal 12 April 2022
- Labchem. 2018. Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid MSDS [Online]. <http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC22390.pdf>. Diakses tanggal 12 April 2022
- Labchem. 2018. Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid MSDS [Online]. <http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC24880.pdf>. Diakses tanggal 12 April 2022
- Labchem. 2018. Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid MSDS [Online]. <http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC26750.pdf>. Diakses tanggal 12 April 2022
- Ulrich, G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, John Wiley and Sons, inc., New York
- Kusnarjo. 2010. Desain Pabrik Kimia. Surabaya
- Perry, S, Robert H Perry, Don W Green, dan James O Maloney. 2000. 38 Choice Reviews Online Perry's chemical engineers' handbook.

- Paramita, A., & Sumardi, A. (2019). PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM KLORIDA DARI BAUKSIT DAN HCl MELALUI PROSES KALSINASI KAPASITAS 18.000 TON/TAHUN. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 3(1), 1–7.
- Sari, V. E. (2018). Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Natrium Silikat Kapasitas 200.000 Ton/Tahun. UPT Perpustakaan Universitas Islam Indonesia.
- Suciati, N. D. (2020). Prarancangan Pabrik Silikon Dioksida dari Asam Sulfat dan Natrium Silikat dengan Kapasitas 22.000 ton/tahun. UPT Perpustakaan Universitas Islam Indonesia.



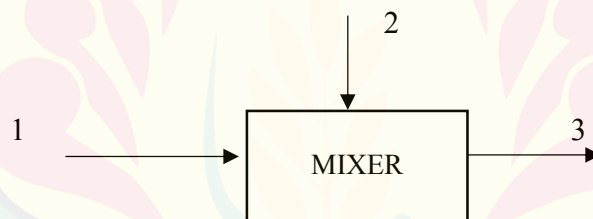
LAMPIRAN A : NERACA MASSA

Menghitung Basis Perhitungan

Waktu Operasi = 8000 jam/tahun
 Kapasitas Produksi = 13000 ton/tahun
 = 1.625 ton/jam
 = 1625 kg/jam

Berat Molekul Bahan

H_2SO_4 = 98 gram/mol
 $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$ = 206 gram/mol
 SiO_2 = 60 gram/mol
 Na_2SO_4 = 142 gram/mol
 H_2O = 18 gram/mol

Neraca Massa Mixer (M-130)

Diketahui : Laju massa arus 3 = 809,15 kg/jam (hasil perhitungan neraca massa reaktor)

% H_2SO_4 Arus 3 = 5%

% H_2O Arus 3 = 95%

3.1. Menghitung laju massa masing-masing komponen arus 3

3.1.1 Menghitung laju massa H_2SO_4

Laju massa H_2SO_4 = % H_2SO_4 arus 3 x Laju massa arus 3
 = 0,05 kg/jam x 809,15 kg/jam
 = 40.46 kg/jam

3.1.2. Menghitung laju massa H₂O

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= \% \text{ H}_2\text{O arus 3} \times \text{Laju massa arus 3} \\ &= 0,95 \text{ kg/jam} \times 809,15 \text{ kg/jam} \\ &= 768,69 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3.2. Menghitung laju massa Arus 1

$$\begin{aligned} \% \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 1} &= 98\% \\ \% \text{ H}_2\text{O arus 1} &= 0,02\% \\ M_{\text{arus1}} \times V_{\text{arus1}} &= M_{\text{arus2}} \times V_{\text{arus2}} \\ 98\% \times V_{\text{arus1}} &= 5\% \times 809,15 \text{ kg/jam} \\ V_{\text{arus1}} &= 41,28 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3.2.1 Menghitung laju massa H₂SO₄

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 1} = \text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 3} = 40,46 \text{ kg/jam}$$

3.2.2 Menghitung laju massa H₂O

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= V_{\text{arus1}} - \text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 41,28 \text{ kg/jam} - 40,46 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 0,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

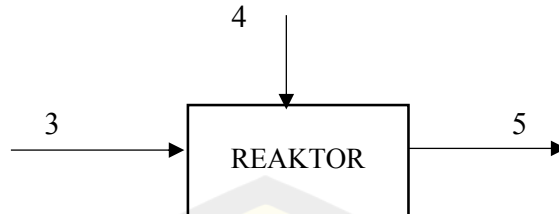
3.3. Menghitung laju massa Arus 2

Menghitung laju massa H₂O

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O arus 3} - \text{H}_2\text{O arus 1} \\ &= 768,69 \text{ kg/jam} - 0,82 \text{ kg/jam} \\ &= 767,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa *Mixer* (M-130)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ SO ₄	40,46		40,46
H ₂ O	0,82	767,87	768,69
Subtotal	40,28	767,87	
Total	809,15		809,15

Neraca Massa Reaktor (R-210)

Diketahui : BM H_2SO_4 = 98 gram/mol = 98 kg/kmol

BM $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$ = 206 gram/mol = 206 kg/kmol

BM SiO_2 = 60 gram/mol = 60 kg/kmol

BM Na_2SO_4 = 142 gram/mol = 142 kg/kmol

BM H_2O = 18 gram/mol = 18 kg/kmol

Massa SiO_2 = 1625 kg/jam

Konversi = 99,4% (Sari, 2018)

3.1. Menghitung mol masing-masing komponen**3.1.1 Menghitung mol SiO_2**

$$\text{Mol SiO}_2 = \frac{m_{\text{SiO}_2}}{\text{BMSiO}_2}$$

$$\text{Mol SiO}_2 = \frac{1625 \text{ kg/jam}}{60 \text{ kg/kmol}}$$

$$\text{Mol SiO}_2 = 27,08 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2 Menghitung mol H_2SO_4

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{Koefisien Reaksi H}_2\text{SO}_4}{\text{Koefisien Reaksi SiO}_2} \times \text{mol SiO}_2$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 = \frac{1}{3,3} \times 27,08 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

3.1.3 Menghitung mol $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

$$\text{Mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \frac{\text{Koefisien Reaksi Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2}{\text{Koefisien Reaksi SiO}_2} \times \text{mol SiO}_2$$

$$\text{Mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \frac{1}{3,3} \times 27,08 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

3.1.4 Menghitung mol Na₂SO₄

$$\text{Mol Na}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{Koefisien Reaksi Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2}{\text{Koefisien Reaksi SiO}_2} \times \text{mol SiO}_2$$

$$\text{Mol Na}_2\text{SO}_4 = \frac{1}{3,3} \times 27,08 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol Na}_2\text{SO}_4 = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

3.1.5 Menghitung mol H₂O

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{\text{Koefisien Reaksi Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2}{\text{Koefisien Reaksi SiO}_2} \times \text{mol SiO}_2$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{1}{3,3} \times 27,08$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

3.2. Menghitung laju mol masing-masing komponen

3.2.1 Menghitung laju mol komponen input

3.2.1.1 Menghitung laju mol H₂SO₄ input

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ input}}{\text{Konversi Reaksi}}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = \frac{8,21 \text{ kmol/jam}}{0,994}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = 8,26 \text{ kmol/jam}$$

3.2.1.2 Menghitung laju mol Na₂O₃,3SiO₂ input

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \frac{\text{mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ input}}{\text{Konversi Reaksi}}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \frac{8,21 \text{ kmol/jam}}{0,994}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 8,26 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2 Menghitung laju mol komponen output

3.1.2.1 Menghitung laju mol H₂SO₄ output

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ input} - \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ reaksi}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = 8,26 \text{ kmol/jam} - 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{SO}_4 = 0,05 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2.2 Menghitung laju mol Na₂O₃,3SiO₂ output

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \text{mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ input} - \text{mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ reaksi}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 8,26 \text{ kmol/jam} - 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 0,05 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2.3 Menghitung laju mol SiO₂

$$\text{Laju mol SiO}_2 = \text{mol SiO}_2 \text{ input} + \text{mol SiO}_2 \text{ reaksi}$$

$$\text{Laju mol SiO}_2 = 0 \text{ kmol/jam} + 27,08 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mol SiO}_2 = 27,08 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2.4 Menghitung laju mol Na₂SO₄

$$\text{Laju mol Na}_2\text{SO}_4 = \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ input} + \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ reaksi}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{SO}_4 = 0 \text{ kmol/jam} + 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mol Na}_2\text{SO}_4 = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

3.1.2.4 Menghitung laju mol H₂O

$$\text{Laju mol H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \text{ input} + \text{mol H}_2\text{O} \text{ reaksi}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{O} = 0 \text{ kmol/jam} + 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Laju mol H}_2\text{O} = 8,21 \text{ kmol/jam}$$

H ₂ SO ₄	+	Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	→	3,3SiO ₂	+	Na ₂ SO ₄	+	H ₂ O
m	8,26	8,26						
r	8,21	8,21		27,08		8,21		8,21
s	0,05	0,05		27,08		8,21		8,21

3.3. Menghitung laju massa komponen

3.3.1 Menghitung laju massa komponen input

3.1.1.1 Menghitung laju massa H₂SO₄ input

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 = \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ input} \times \text{BM H}_2\text{SO}_4$$

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 = 8,25 \times 98$$

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 = 809,15 \text{ kg/jam}$$

3.1.1.2 Menghitung laju massa Na₂O₃,3SiO₂ input

$$\text{Laju massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \text{mol Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ input} \times \text{BM Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$$

$$\text{Laju massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 8,25 \times 260$$

Laju massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 2146,72 \text{ kg/jam}$

3.3.1 Menghitung laju massa komponen output

3.1.1.1 Menghitung laju massa H_2SO_4 output

Laju massa $\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{laju mol } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ output} \times \text{BM } \text{H}_2\text{SO}_4$

Laju massa $\text{H}_2\text{SO}_4 = 0,05 \text{ kg/jam} \times 98 \text{ kg/jam}$

Laju massa $\text{H}_2\text{SO}_4 = 4,85 \text{ kg/jam}$

3.1.1.2 Menghitung laju massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$ output

Laju massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \text{laju mol } \text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ output} \times \text{BM}$

$\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

Laju massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 8,25 \text{ kg/jam} \times 260 \text{ kg/jam}$

Laju massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 12,88 \text{ kg/jam}$

3.1.1.3 Menghitung laju massa Na_2SO_4

Laju massa $\text{Na}_2\text{SO}_4 = \text{laju mol } \text{Na}_2\text{SO}_4 \times \text{BM } \text{Na}_2\text{SO}_4$

Laju massa $\text{Na}_2\text{SO}_4 = 8,21 \text{ kg/jam} \times 142 \text{ kg/jam}$

Laju massa $\text{Na}_2\text{SO}_4 = 1165,40$

3.1.1.4 Menghitung laju massa H_2O

Laju massa $\text{H}_2\text{O} = \text{laju mol } \text{H}_2\text{O} \times \text{BM } \text{H}_2\text{O}$

Laju massa $\text{H}_2\text{O} = 8,21 \text{ kg/jam} \times 142 \text{ kg/jam}$

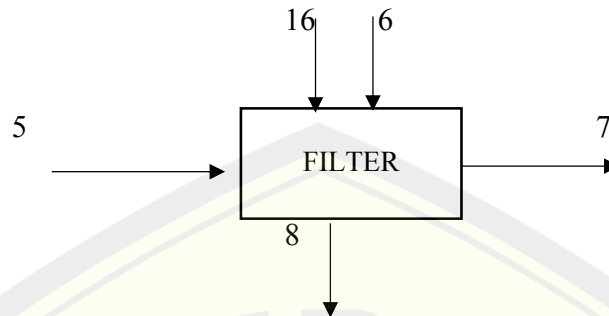
Laju massa $\text{H}_2\text{O} = 1165,40 \text{ kg/jam}$

Neraca massa pada reaktor R-210

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H_2SO_4	40,46		4,85
$\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$		1288,03	12,88
SiO_2			1625,00
Na_2SO_4			1165,40
H_2O	768,69	858,69	147,73
Subtotal	809,15	2146,72	2955,87

Total	2.955,87	2.955,87
-------	----------	----------

Neraca Massa Filter (H-220)



Diketahui :

- Laju massa Arus 5
- H_2SO_4 = 4,85 kg/jam
- $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$ = 12,88 kg/jam
- SiO_2 = 1.625 kg/jam
- Na_2SO_4 = 1.165,4 kg/jam
- H_2O = 147,73 kg/jam
- Laju massa Arus 16 (hasil perhitungan dryer)
- SiO_2 = 162,50 kg/jam
- H_2O = 630,1 kg/jam

5.1. Menghitung Laju massa Arus 6

Kebutuhan untuk Pencucian dalam Rotary Drum Vacum Filter adalah 15% dari laju massa total arus input (arus 8 dan arus 7) (Suciati, 2020)

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O arus 6} &= 15\% \times (\text{laju massa arus 8} + \text{laju massa arus 7}) \\ \text{Laju massa H}_2\text{O arus 6} &= 0.15 \text{ kg/jam} \times 3748,47 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O arus 6} &= 562,27 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2. Menghitung laju massa arus 7

Setelah melalui proses filtrasi, komponen arus 10 hanya tersisa SiO_2 dan H_2O sisa yang ikut ke dalam produk

5.2.1 Menghitung laju massa SiO₂

Laju massa SiO₂ arus 7 = Laju massa SiO₂ arus 8 + Laju massa SiO₂ arus 16

$$\text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 7} = 1625 \text{ kg/jam} + 162.5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 7} = 1787.5 \text{ kg/jam}$$

5.2.1 Menghitung laju massa H₂O

Kadar air silikon dioksida setelah melalui proses filtrasi adalah 10% dari kadar air sebelum masuk filter

$$\text{Laju massa H}_2\text{O 7} = 10\% \times (\text{H}_2\text{O arus 8} + \text{H}_2\text{O arus 9} + \text{H}_2\text{O arus 21})$$

$$\text{Laju massa H}_2\text{O 7} = 0.1 \text{ kg/jam} \times 1340,10 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa H}_2\text{O 7} = 134,01 \text{ kg/jam}$$

5.3. Menghitung laju massa arus 8

5.3.1 Menghitung laju massa H₂SO₄

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8} = \text{laju massa H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8}$$

$$\text{Laju massa H}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8} = 4,85 \text{ kg/jam}$$

5.3.2 Menghitung laju massa Na₂O₃.3SiO₂

$$\text{Laju massa Na}_2\text{O}_3.3\text{SiO}_2 \text{ arus 8} = \text{Laju massa Na}_2\text{O}_3.3\text{SiO}_2 \text{ arus 8}$$

$$\text{Laju massa Na}_2\text{O}_3.3\text{SiO}_2 \text{ arus 8} = 12,88 \text{ kg/jam}$$

5.3.3 Menghitung laju massa Na₂SO₄

$$\text{Laju massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8} = \text{Laju massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8}$$

$$\text{Laju massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ arus 8} = 1165,50 \text{ kg/jam}$$

5.3.3 Menghitung laju massa H₂O

$$\text{Laju massa H}_2\text{O arus 8} = \text{Laju massa H}_2\text{O arus 5} + \text{Laju massa H}_2\text{O arus 6} - \text{Laju massa H}_2\text{O arus 7}$$

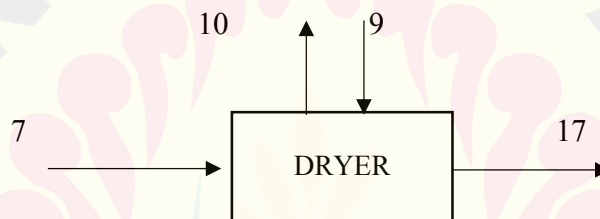
$$\text{Laju massa H}_2\text{O arus 8} = 147,73 \text{ kg/jam} + 443,38 \text{ kg/jam} - 134,01 \text{ kg/jam}$$

$$= 1226,68 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa Filter (H-220)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 16	Arus 7	Arus 8
H ₂ SO ₄	4,85				4,85
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	12,88				12,88
SiO ₂	1.625,00		162,50	1.787,50	
Na ₂ SO ₄	1.165,40				1.165,40
H ₂ O	147,73	562,27	630,10	134,01	1.206,68
Subtotal	2.955,87	562,27	812,50	1.921,51	2.389,23
Total	4.310,74			4.310,74	

Neraca Massa Dryer (B-310)



Diketahui : Laju arus 7 :
 SiO₂ = 1787,50 kg/jam
 H₂O = 134,01 kg/jam
 Laju arus 9 :
 Udara Panas = 795,984 kg/jam

6.2. Menghitung laju massa arus 10

6.2.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 10

Asumsi SiO₂ yang terbawa menuju cyclone adalah 10%

Laju massa SiO₂ = Laju massa SiO₂ arus 7 x 10%
 = 1625 kg/jam x 0,1 kg/jam

$$= 162,5 \text{ kg/jam}$$

6.2.2 Menghitung laju massa H₂O arus 10

H₂O yang ikut ke dalam produk adalah 10 % dari arus 10, sehingga H₂O yang diuapkan oleh dryer adalah 90% dari H₂O (Suciati, 2020)

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= \text{Laju massa H}_2\text{O arus 10} \times 90\% \\ &= 134,01 \text{ kg/jam} \times 0.9 \\ &= 120,61 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.2.3 Menghitung laju massa udara panas arus 9

$$\text{Udara panas pada arus 9} = \text{udara panas pada arus 13}$$

$$\text{Udara panas pada arus 9} = 1.491,08 \text{ kg/jam}$$

6.3. Menghitung laju massa arus 17

6.3.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 17

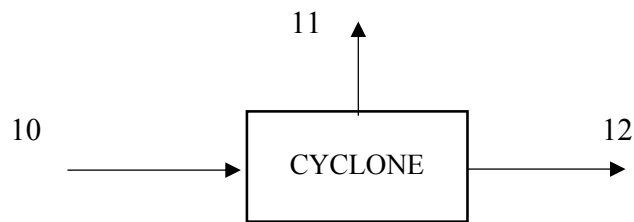
$$\begin{aligned} \text{Laju massa SiO}_2 &= \text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 7} - \text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 10} \\ &= 1787,5 \text{ kg/jam} - 162,5 \text{ kg/jam} \\ &= 1625 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.3.2 Menghitung laju massa H₂O arus 17

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= \text{Laju massa H}_2\text{O arus 7} - \text{Laju massa H}_2\text{O arus 10} \\ &= 134,01 \text{ kg/jam} - 120,61 \text{ kg/jam} \\ &= 13,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Dryer (B-310)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10	Arus 17
SiO ₂	1.787,50		162,50	1.625,00
H ₂ O	134,01		120,61	13,40
Udara Panas		1.491,08	1.491,08	
Subtotal	1.921,51	1.491,08	1.774,19	1.638,40
Total	3.412,59		3.412,59	

Menghitung Neraca Massa Cyclone 1 (H-320)

Diketahui :

- Laju massa arus 10 :
 - $\text{SiO}_2 = 162,5 \text{ kg/jam}$
 - $\text{H}_2\text{O} = 120,61 \text{ kg/jam}$
 - Udara Panas = $1.491,08 \text{ kg/jam}$
 - Hasil atas cyclone = $10\% \text{ SiO}_2 + 90\% \text{ H}_2\text{O}$
 - Hasil bawah cyclone = $90\% \text{ SiO}_2 + 10\% \text{ H}_2\text{O}$

7.1. Menghitung laju massa arus 11

7.1.1 Menghitung laju massa SiO_2 arus 11

- Laju massa SiO_2 arus 11 = $90\% \times \text{laju massa SiO}_2 \text{ arus 10}$
- Laju massa SiO_2 arus 11 = $0,9 \text{ kg/jam} \times 162,5 \text{ kg/jam}$
- Laju massa SiO_2 arus 11 = $146,25 \text{ kg/jam}$

7.1.2 Menghitung laju massa H_2O arus 15

- Laju massa H_2O arus 11 = $10\% \times \text{Laju massa H}_2\text{O} \text{ arus 10}$
- Laju massa H_2O arus 11 = $0,1 \text{ kg/jam} \times 120,61 \text{ kg/jam}$
- Laju massa H_2O arus 11 = $12,06 \text{ kg/jam}$

7.2. Menghitung laju massa arus 12

7.2.1 Menghitung laju massa SiO_2 arus 12

- Laju massa SiO_2 arus 12 = $10\% \times \text{laju massa SiO}_2 \text{ arus 10}$
- Laju massa SiO_2 arus 12 = $0,1 \text{ kg/jam} \times 162,5 \text{ kg/jam}$
- Laju massa SiO_2 arus 12 = $16,25 \text{ kg/jam}$

7.2.1 Menghitung laju massa H_2O arus 12

- Laju massa H_2O arus 12 = $90\% \times \text{Laju massa H}_2\text{O} \text{ arus 10}$
- Laju massa H_2O arus 12 = $0,9 \text{ kg/jam} \times 120,61 \text{ kg/jam}$

Laju massa H₂O arus 12 = 108,55 kg/jam

7.2.1 Menghitung laju massa udara panas arus 12

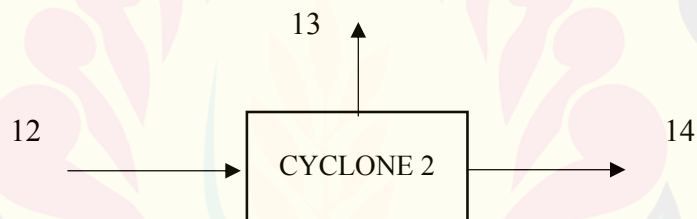
Udara panas pada arus 12 = udara panas pada arus 10

Udara panas pada arus 12 = 1.491,08 kg/jam

Neraca Massa *Cyclone 1* (H-320)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
SiO ₂	162,50	146,25	16,25
H ₂ O	120,61	12,06	108,55
Udara panas	1.491,08		1.491,08
Subtotal	1.774,19	158,31	1.615,88
Total	1.774,19	1.774,19	

Menghitung Neraca Massa *Cyclone 2* (H-330)



Diketahui : Laju massa arus 12 :

SiO₂ = 16,25 kg/jam

H₂O = 108,55 kg/jam

Udara panas = 673,4 kg/jam

8.1 Menghitung laju massa H₂O arus 13

8.1.1 Menghitung laju massa H₂O arus 13

Laju massa H₂O arus 13 = Laju massa H₂O arus 12

Laju massa H₂O arus 13 = 108,55 kg/jam

8.1.2 Menghitung laju massa udara panas arus 13

Udara panas pada arus 13 = udara panas pada arus 12

Udara panas pada arus 13 = 1.491,08 kg/jam

8.2 Menghitung laju massa arus 14

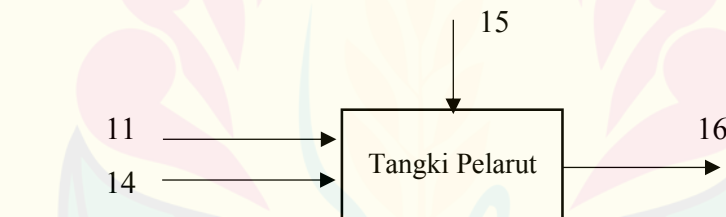
Laju massa SiO₂ arus 14 = laju massa SiO₂ arus 12

Laju massa SiO₂ arus 14 = 16,25 kg/jam

Neraca Massa Cyclone 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
SiO ₂	16,25		16,25
H ₂ O	108,55	108,55	
Udara Panas	1.491,08	1.491,08	
Subtotal	1.615,88	1.599,63	16,25
Total	1.615,88	1.615,88	

Neraca Massa Tangki Berpengaduk (M-340)



Diketahui : Arus 14 :

Laju massa SiO₂ = 146,25 kg/jam

Laju massa H₂O = 12,06 kg/jam

Arus 11:

Laju massa SiO₂ = 16,25 kg/jam

Kadar SiO₂ di arus 17 adalah 20%

9.1 Menghitung laju massa arus 16

9.1.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 16

Laju massa SiO₂ = laju massa SiO₂ arus 11 + laju massa SiO₂ arus 14

Laju massa SiO₂ = 146.25 kg/jam + 16.25 kg/jam

Laju massa SiO₂ = 162,5 kg/jam

9.1.2 Menghitung laju massa total arus 15

M1 V1 = M2 V2

100% x 158,52 kg/jam = 20% x V2

V2 = 792,6 kg/jam

9.1.3 Menghitung laju massa H₂O

Laju massa H₂O = Laju massa total arus 16 - Laju massa SiO₂ arus 16

Laju massa H₂O = 792,6 kg/jam - 162.5 kg/jam

Laju massa H₂O = 630,1 kg/jam

9.2 Menghitung laju massa arus 19

Laju massa H₂O = Laju massa H₂O arus 16 - Laju massa H₂O arus 15

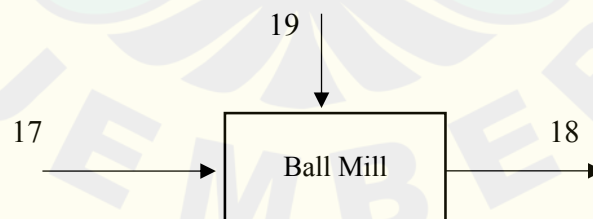
= 630,1 kg/jam - 12,06 kg/jam

= 618,04 kg/jam

Neraca Massa Tangki Pelarut

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 11	Arus 14	Arus 15	Arus 16
SiO ₂	16,25	146,25		162,50
H ₂ O		12,06	618,04	630,1
Subtotal	16,25	158,31	618,04	792,6
Total		792,60		792,60

Menghitung Neraca Massa Ball Mill (C-350)



Diketahui : Laju massa arus 17 :

$$\begin{aligned} \text{Laju massa SiO}_2 &= 1.625 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 13,40 \text{ kg/jam} \\ \text{Asumsi arus 25} &= 1\% \text{ dari arus 23} \end{aligned}$$

10.1 Menghitung laju massa arus 19

10.1.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 19

$$\begin{aligned} \text{Laju massa SiO}_2 &= 1\% \text{ Laju massa SiO}_2 \text{ arus 18} \\ \text{Laju massa SiO}_2 &= 0.01 \text{ kg/jam} \times 1625 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa SiO}_2 &= 16,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

10.1.2. Menghitung laju massa H₂O arus 19

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 1\% \text{ Laju massa H}_2\text{O} \text{ arus 18} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 0.01 \text{ kg/jam} \times 13,40 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 1,34 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

10.2. Menghitung laju massa arus 18

10.2.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 18

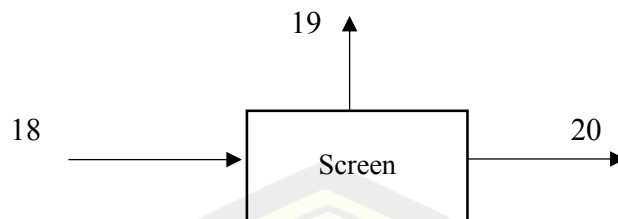
$$\begin{aligned} \text{Laju massa SiO}_2 &= \text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 17} + \text{Laju massa SiO}_2 \text{ arus 19} \\ \text{Laju massa SiO}_2 &= 1625 \text{ kg/jam} + 16.25 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa SiO}_2 &= 1.641,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

10.2.2 Menghitung laju massa H₂O arus 18

$$\begin{aligned} \text{Laju massa H}_2\text{O} &= \text{Laju massa H}_2\text{O} \text{ arus 17} + \text{Laju massa H}_2\text{O} \text{ arus 19} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 13,40 \text{ kg/jam} + 1,34 \text{ kg/jam} \\ \text{Laju massa H}_2\text{O} &= 14,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa *Ball Mill*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 17	Arus 19	Arus 18
SiO ₂	1.625,00	16,25	1.641,25
H ₂ O	13,40	1,34	14,74
Subtotal	1.638,40	17,59	1.655,99
Total	1.655,99		1.655,99

Menghitung Laju massa Screen (S-360)

Diketahui : Laju massa arus 18 :
 Laju massa SiO₂ = 1.641.25 kg/jam
 Laju massa H₂O = 14,74 kg/jam
 Asumsi arus 19 = 1% dari arus 18

11.1 Menghitung Laju massa arus 19

11.1.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 25

Laju massa SiO₂ = 1 % Laju massa SiO₂ arus 18

Laju massa SiO₂ = 0.01 kg/jam x 1.625 kg/jam

Laju massa SiO₂ = 16.25 kg/jam

11.1.2. Menghitung laju massa H₂O arus 19

Laju massa H₂O = 1% Laju massa H₂O arus 18

Laju massa H₂O = 0.01 kg/jam x 13,40 kg/jam

Laju massa H₂O = 1,34 kg/jam

Menghitung laju massa arus 20

11.2.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 20

Laju massa SiO₂ = Laju massa SiO₂ arus 18 - Laju massa SiO₂ arus 19

Laju massa SiO₂ = 1.641,25 kg/jam - 16.25 kg/jam

Laju massa SiO₂ = 1.625 kg/jam

11.2.2 Menghitung laju massa H₂O arus 20

Laju massa H₂O = Laju massa H₂O arus 18 - Laju massa H₂O arus 19

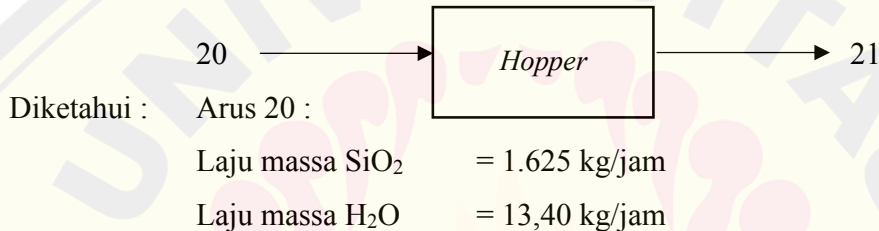
Laju massa H₂O = 14,74 kg/jam - 1,34 kg/jam

Laju massa H₂O = 13,40 kg/jam

Neraca Massa *Screen* (S-360)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
SiO ₂	1.641,25	16,25	1.625,00
H ₂ O	14,74	1,34	13,40
Subtotal	1.655,99	17,59	1.638,40
Total	1.655,99	1.655,99	

Menghitung Neraca Massa *Hopper* (F-370)



12.1 Menghitung Laju massa arus 21

12.1.1 Menghitung laju massa SiO₂ arus 21 = Menghitung laju massa SiO₂ arus 20

Menghitung laju massa SiO₂ arus 21 = 1.625 kg/jam

12.1.2 Menghitung laju massa H₂O arus 21 = Menghitung laju massa H₂O arus 20

Menghitung laju massa H₂O arus 21 = 13,40 kg/jam

Neraca Massa *Hopper* (F-370)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 20	Arus 21
SiO ₂	1.625,00	1.625,00
H ₂ O	13,40	13,40
Subtotal	1.638,40	1.638,40
Total	1.638,480	1.638,40



LAMPIRAN B : NERACA ENERGI**Data Komponen**

Tabel 1. Cp Komponen

Cp Komponen	Suhu (K)	Nilai (kJ/kg.K)
Cp H ₂ SO ₄	303	0,86
Cp H ₂ SO ₄	313	0,88
Cp H ₂ SO ₄	323	0,89
Cp H ₂ SO ₄	363	0,95
Cp Na ₂ SO ₃ ,3SiO ₂	303	0,60
Cp Na ₂ SO ₃ ,3SiO ₂	323	0,60
Cp Na ₂ SO ₃ ,3SiO ₂	363	0,61
Cp SiO ₂	313	0,77
Cp SiO ₂	323	0,78
Cp SiO ₂	333	0,79
Cp SiO ₂	363	0,84
Cp Na ₂ SO ₄	323	0,93
Cp Na ₂ SO ₄	363	0,98
Cp H ₂ O	303-323	4,18
Cp H ₂ O	333	4,19
Cp H ₂ O	363	4,21

(Engineering Toolbox, 2022)

Tabel 2. ΔHf Komponen

Cp Komponen	Nilai (kJ/kg.K)
ΔHf H ₂ SO ₄	-811,32
ΔHf Na ₂ SO ₃ ,3SiO ₂	-1130,77

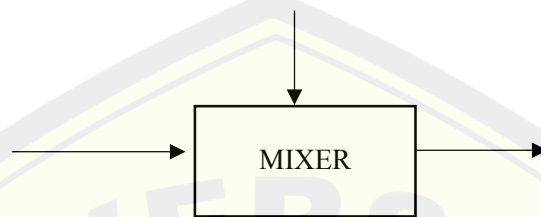
$\Delta H_f \text{SiO}_2$	-851
$\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4$	-1384,5
$\Delta H_f \text{H}_2\text{O}$	-285,84

(Himmelblau, Appendix F)

Neraca Energi Mixer (M-130)

2

1



Diketahui : $T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$
 $C_p \text{H}_2\text{SO}_4 (303 \text{ K}) = 0,86 \text{ (kJ/kg.K)}$
 $C_p \text{H}_2\text{SO}_4 (313 \text{ K}) = 0,88 \text{ (kJ/kg.K)}$
 $C_p \text{H}_2\text{O} (303 \text{ K}) = 4,18 \text{ (kJ/kg.K)}$
 $C_p \text{H}_2\text{O} (313 \text{ K}) = 4,18 \text{ (kJ/kg.K)}$

Arus 1

$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$
 Massa $\text{H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg}$
 Massa $\text{H}_2\text{O} = 0,83 \text{ kg}$

Arus 2

$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$
 Massa $\text{H}_2\text{O} = 767,86 \text{ kg}$

Arus 3

$T_{out} = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$
 Massa $\text{H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg}$
 Massa $\text{H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg}$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times C_p_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 40,46 \text{ kg} \times 0,86 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 173,97 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{H}_2\text{O}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 0,83 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 17,26 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 173,97 \text{ kJ} + 17,26 \text{ kJ}$$

$$= 191,22 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_2)

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{H}_2\text{O}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 767,86 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 16048,37 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total ΔH_2

$$\Delta H_2 = \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$\Delta H_2 = 16.048,37 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_3)

Menghitung entalpi H₂SO₄

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times C_p_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 40,46 \text{ kg} \times 0,88 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 534,04 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{H}_2\text{O}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 768,69 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 48.196,89 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\begin{aligned} \Delta H_3 &= \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ H}_2\text{O} \\ &= 534,04 \text{ kJ} + 48196,89 \text{ kJ} \\ &= 48.730,93 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi panas pelarutan

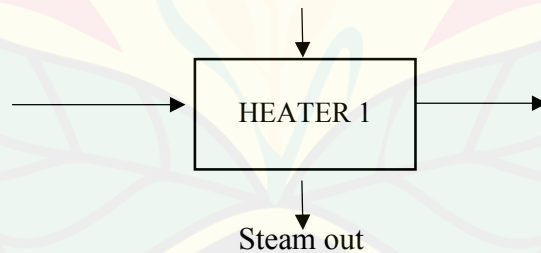
$$\begin{aligned} Q \text{ input} &= Q \text{ output} \\ \Delta H_1 + \Delta H_2 + \text{Panas Pelarutan} &= \Delta H_3 \\ 191,223 \text{ kJ} + 16.048,37 \text{ kJ} + \text{Panas pelarutan} &= 48.730,93 \text{ kJ} \\ \text{Panas Pelarutan} &= 32.491,33 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Mixer

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)		ΔH_{out} (kJ/jam)
	arus 1	arus 2	arus 3
H ₂ SO ₄	173,97		534,04
H ₂ O	17,26	16.048,37	48.730,93
Q Panas Pelarutan	32.491,33		
Sub total	191,22	16.048,37	48.730,93
Total	48.730,93		48.730,93

Neraca Energi 1 (E-212)

Steam in
3



- Diketahui :
- Tref = 25°C = 298 K
 - Tin = 40°C = 313 K
 - Tout = 90°C = 363 K
 - Cp H₂SO₄ (313 K) = 0,88 (kJ/kg.K)
 - Cp H₂SO₄ (363 K) = 0,95 (kJ/kg.K)

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (313 \text{ K}) = 4,18 \text{ (kJ/kg.K)}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (363 \text{ K}) = 4,21 \text{ (kJ/kg.K)}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = m \text{ H}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg} \times 0,88 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 534,04 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 48.196,89 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 837,47 \text{ kJ} + 48196,89 \text{ kJ}$$

$$= 49034,36 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = m \text{ H}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg} \times 0,95 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 2.489,24 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 210.352,13 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 2.389,24 \text{ kJ} + 210.352,13 \text{ kJ}$$

$$= 212482,22 \text{ kJ}$$

Menghitung Q Steam

$$Q \text{ input} = Q \text{ output}$$

$$\Delta H1 + Q \text{ Steam} = \Delta H2$$

$$48.730,93 \text{ kJ} + Q \text{ Steam} = 212.841,38 \text{ kJ}$$

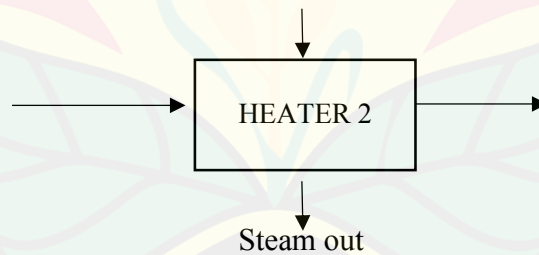
$$Q \text{ Steam} = 164.110,45 \text{ kJ}$$

Neraca Energi 1

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 4
H ₂ SO ₄	534,04	2.489,24
H ₂ O	48.196,89	210.352,13
Steam	164.110,45	
Total	212.841,37	212.841,37

Neraca Energi 2 (E-211)

Steam in
5



Diketahui :

Tref	= 25°C	= 298 K
Tin	= 30 °C	= 303 K
Tout	= 90°C	= 363 K
Cp Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂ (303 K)	= 0,60 (kJ/kg.K)	
Cp Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂ (363 K)	= 0,61 (kJ/kg.K)	

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (303 \text{ K}) = 4,18 \text{ (kJ/kg.K)}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (363 \text{ K}) = 4,21 \text{ (kJ/kg.K)}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 1288,03 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 828,68 \text{ kg}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = m \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times C_p \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 1288,03 \text{ kg} \times 0,60 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 3.886,83 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 858,69 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 17946,57 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_1 = 3.886,83 \text{ kJ} + 17946,57 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_1 = 21.833,40 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = m \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times C_p \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 1288,03 \text{ kg} \times 0,61 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 50.644,74 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 858,69 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 234.979,83 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 50.644,74 \text{ kJ} + 234.979,83 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 285.624,57 \text{ kJ}$$

Menghitung Q steam

$$Q_{input} = Q_{output}$$

$$\Delta H_1 + Q \text{ Steam} = \Delta H_2$$

$$234.979,83 \text{ kJ} + Q \text{ Steam} = 285.624,57 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ Steam} = 263.791,17 \text{ kJ}$$

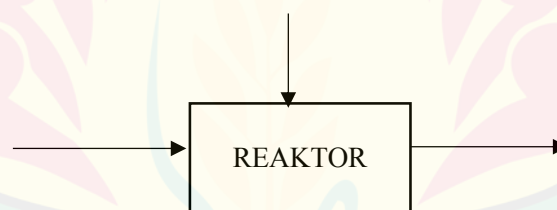
Neraca Energi 2

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 5	Arus 6
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂	3.886,83	50.644,74
H ₂ O	17.946,57	234.979,83
Steam	263.791,17	
Total	285.624,57	285.624,57

Neraca Energi Reaktor (R-210)

6

4



- Diketahui :
- Tref = 25°C = 298 K
 - Cp H₂SO₄ (363 K) = 0,95 (kJ/kg.K)
 - Cp Na₂O_{3,3}SiO₂ (363 K) = 0,61 (kJ/kg.K)
 - Cp H₂O (363 K) = 4,21 (kJ/kg.K)
 - Cp SiO₂ (363 K) = 0,84 (kJ/kg.K)
 - Cp Na₂SO₄ (363 K) = 0,98 (kJ/kg.K)
 - ΔH_f H₂SO₄ = -811,32 (kJ/mol)
 - ΔH_f Na₂O_{3,3}SiO₂ = -1130,77 (kJ/mol)
 - ΔH_f SiO₂ = -851 (kJ/mol)

$$\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 = -1384,5 \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -285,84 \text{ (kJ/mol)}$$

Arus 4

$$T_{in} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg/jam}$$

Arus 6

$$T_{in} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 1288,03 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 828,68 \text{ kg/jam}$$

Arus 7

$$T_{in} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 1288,03 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa SiO}_2 = 1625 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{SO}_4 = 1165,40 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 147,73 \text{ kg/jam}$$

Menghitung entalpi bahan masuk arus 4 (ΔH_1)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H \text{H}_2\text{SO}_4 = m \text{H}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{H}_2\text{SO}_4 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{H}_2\text{SO}_4 = 40,46 \text{ kg} \times 0,95 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{H}_2\text{SO}_4 = 2.498,24 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{H}_2\text{O} = m \text{H}_2\text{O} \times C_p \text{H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{H}_2\text{O} = 768,69 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 210.352,13 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H1 = \Delta H_{H_2SO_4} + \Delta H_{H_2O}$$

$$\Delta H1 = 2.498,24 \text{ kJ} + 210.352,13 \text{ kJ}$$

$$\Delta H1 = 212.850,38 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan masuk arus 6 ($\Delta H2$)

Menghitung entalpi $Na_2O3,3SiO_2$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = m_{Na_2O3,3SiO_2} \times C_p_{Na_2O3,3SiO_2} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 1288,03 \text{ kg} \times 0,61 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 50.233,22 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H_{H_2O} = m_{H_2O} \times C_p_{H_2O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 858,69 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 234.979,83 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H2 = \Delta H_{H_2SO_4} + \Delta H_{H_2O}$$

$$\Delta H2 = 50.233,22 \text{ kJ} + 234.979,83 \text{ kJ}$$

$$\Delta H2 = 285.213,05 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar arus 7 ($\Delta H3$)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H_{H_2SO_4} = m_{H_2SO_4} \times C_p_{H_2SO_4} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 4,85 \text{ kg} \times 0,95 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 435,48 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi $Na_2O3,3SiO_2$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = m_{Na_2O3,3SiO_2} \times C_p_{Na_2O3,3SiO_2} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 12,88 \text{ kg} \times 0,61 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 502,33 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi SiO_2

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1625 \text{ kg} \times 0,84 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 88.725 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi Na_2SO_4

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = m \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 1165,40 \text{ kg} \times 0,98 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 74.236,24 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 147,73 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 40.425,57 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_3 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 + \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 +$$

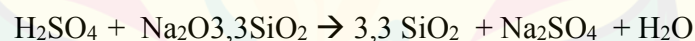
$$\Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_3 = 435,48 \text{ kJ} + 502,33 \text{ kJ} + 88.725 \text{ kJ} + 74.236,24 \text{ kJ} +$$

$$40.425,57 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_3 = 204.188,93 \text{ kJ}$$

Menghitung ΔH Reaksi (ΔH_f)



Menghitung $\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = \Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 \times \text{Koefisien reaksi}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -811,32 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -811,32 \text{ kJ}$$

Menghitung $\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times \text{Koefisien reaksi}$$

$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = -1130,77 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = -1.130.77 \text{ kJ}$$

Menghitung $\Delta H_f \text{ SiO}_2$

$$\Delta H_f \text{SiO}_2 = \Delta H_f \text{SiO}_2 \times \text{Koefisien reaksi}$$

$$\Delta H_f \text{SiO}_2 = -851 \text{ kJ/mol} \times 3,3 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{SiO}_2 = -2.808,3 \text{ kJ}$$

Menghitung $\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4$

$$\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 = \Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 \times \text{Koefisien reaksi}$$

$$\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 = -1384,5 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 = -1.384,5 \text{ kJ}$$

Menghitung $\Delta H_f \text{H}_2\text{O}$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = \Delta H_f \text{H}_2\text{O} \times \text{Koefisien reaksi}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -285,84 \text{ kJ/mol} \times 1 \text{ mol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -285,84 \text{ kJ}$$

Menghitung ΔH_f reaksi

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

$$\Delta H_f \text{reaksi} = (\Delta H_f \text{SiO}_2 + \Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{H}_2\text{SO}_4 + \Delta H_f \text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2)$$

$$\Delta H_f \text{reaksi} = ((-2.808,3) \text{ kJ} + (-1.384,5) \text{ kJ} + (-2.85,84)) \text{ kJ} - ((-811,32) \text{ kJ} + (-1.130,77) \text{ kJ})$$

$$\Delta H_f \text{reaksi} = -6.420,73 \text{ kJ}$$

Menghitung Beban Pendingin

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta_{\text{react}} = \Delta H_3 + Q \text{ Pendingin}$$

$$Q \text{ Pendingin} = 212.850,38 \text{ kJ} + 285.213,05 \text{ kJ} + 6.420,73 \text{ kJ} - 204.188,93 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ Pendingin} = 338.722,81 \text{ kJ}$$

Neraca Energi Reaktor

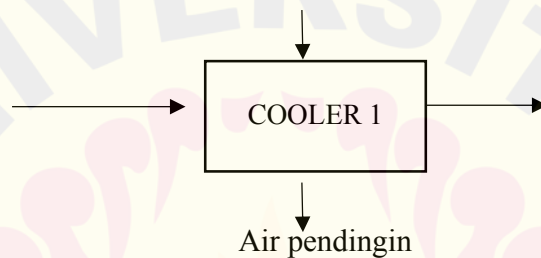
Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)		ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 6	Arus 7
H ₂ SO ₄	2.498,24		299,79
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂		50.233,22	502,33

SiO ₂			88.725,00
Na ₂ SO ₄			74.236,24
H ₂ O	210.352,13	234.979,83	40.425,57
Sub total	498.063,42		204.188,93
Q Panas reaksi	2.536,55		
Q Pendingin			299.411,05
Total	500.599,97		500.599,97

Neraca Energi Cooler 1 (E-221)

Air pendingin

7



Diketahui	:	Tin	= 90°C	= 363 K
		Tout	= 50°C	= 223 K
		Tref	= 25°C	= 298 K
Cp H ₂ SO ₄ (363 K)		= 0,95 (kJ/kg.K)		
Cp H ₂ SO ₄ (323 K)		= 0,89 (kJ/kg.K)		
Cp Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂ (363 K)		= 0,98 (kJ/kg.K)		
Cp Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂ (323 K)		= 0,93 (kJ/kg.K)		
Cp H ₂ O (363 K)		= 4,21 (kJ/kg.K)		
Cp H ₂ O (323 K)		= 4,18 (kJ/kg.K)		
Cp SiO ₂ (363 K)		= 0,84 (kJ/kg.K)		
Cp SiO ₂ (323 K)		= 0,78 (kJ/kg.K)		
Cp Na ₂ SO ₄ (363 K)		= 0,98 (kJ/kg.K)		

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Na}_2\text{SO}_4 (323 \text{ K}) &= 0,93 \text{ (kJ/kg.K)} \\
 \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= 4,85 \text{ (kg/jam)} & \text{Massa} \\
 \text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 &= 12,88 \text{ (kg/jam)} & \text{Massa H}_2\text{O} \\
 &= 147,73 \text{ (kg/jam)} \\
 \text{Massa SiO}_2 &= 1625 \text{ (kg/jam)} \\
 \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 &= 11165,40 \text{ (kg/jam)}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = m \text{ H}_2\text{SO}_4 \times \text{Cp H}_2\text{SO}_4 \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 4,85 \text{ kg} \times 0,95 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 = 299,79 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = m \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times \text{Cp Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 12,88 \text{ kg} \times 0,61 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 510,70 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi SiO_2

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times \text{Cp SiO}_2 \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1625 \text{ kg} \times 0,84 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 88.725 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi Na_2SO_4

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = m \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times \text{Cp Na}_2\text{SO}_4 \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 1165,40 \text{ kg} \times 0,98 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 74.236,24 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times \text{Cp H}_2\text{O} \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 147,73 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (363 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 40.425,57 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H \text{ H}_2\text{SO}_4 + \Delta H \text{ Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 + \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 +$$

$$\Delta H_{H_2O}$$

$$\Delta H1 = 299,79 \text{ kJ} + 510,70 \text{ kJ} + 88.725 \text{ kJ} + 74.236,24 \text{ kJ} + 40.425,57 \text{ kJ}$$

$$\Delta H1 = 204.197,3 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung entalpi bahan keluar ($\Delta H2$)

Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\Delta H_{H_2SO_4} = m_{H_2SO_4} \times C_p_{H_2SO_4} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 4,85 \text{ kg} \times 0,89 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 108,02 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi $Na_2O3,3SiO_2$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = m_{Na_2O3,3SiO_2} \times C_p_{Na_2O3,3SiO_2} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 12,88 \text{ kg} \times 0,60 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} = 193,20 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi SiO_2

$$\Delta H_{SiO_2} = m_{SiO_2} \times C_p_{SiO_2} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{SiO_2} = 1625 \text{ kg} \times 0,78 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{SiO_2} = 31.687,5 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi Na_2SO_4

$$\Delta H_{Na_2SO_4} = m_{Na_2SO_4} \times C_p_{Na_2SO_4} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{Na_2SO_4} = 1165,40 \text{ kg} \times 0,93 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{Na_2SO_4} = 20.795,64 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H_{H_2O} = m_{H_2O} \times C_p_{H_2O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 147,73 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{H_2O} = 15.437,5 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H2 = \Delta H_{H_2SO_4} + \Delta H_{Na_2O3,3SiO_2} + \Delta H_{SiO_2} + \Delta H_{Na_2SO_4} +$$

$$\Delta H_{H_2O}$$

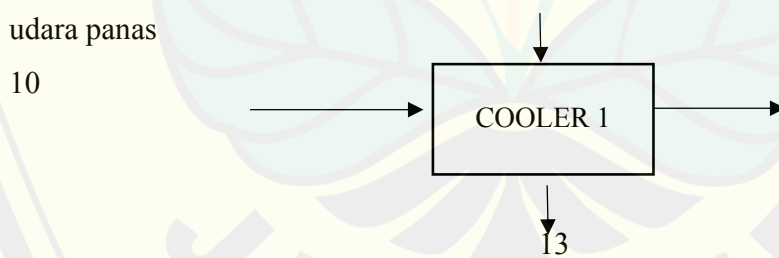
$$\Delta H2 = 108,02 \text{ kJ} + 193,20 \text{ kJ} + 31.687,5 \text{ kJ} + 20.795,64 \text{ kJ} +$$

15.437,5 kJ
 $\Delta H_2 = 74.521,87 \text{ kJ}$
 Menghitung Q Pendingin
 $Q_{\text{input}} = Q_{\text{output}}$
 $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{Pendingin}}$
 $204.197,30 \text{ kJ} = 74.521,87 \text{ kJ} + Q_{\text{Pendingin}}$
 $Q_{\text{Pendingin}} = 129.675,43 \text{ kJ}$

Neraca Energi Cooler 1

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 8
H ₂ SO ₄	299,79	108,02
Na ₂ O _{3,3} SiO ₂	510,70	193,20
SiO ₂	88.725,00	31.687,50
Na ₂ SO ₄	74.236,24	27.095,64
H ₂ O	40.425,57	15.437,50
Q Pendingin		129.675,43
Total	204.197,30	204.197,30

Neraca Energi Dryer (B-310)



Diketahui :
 $T_{\text{in}} = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$
 $T_{\text{out}} = 86^\circ\text{C} = 359 \text{ K}$
 $T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

$$\begin{aligned} \text{Cp SiO}_2 &= 0,73 \text{ (kJ/kg.K)} \\ \text{Cp H}_2\text{O} &= 4,18 \text{ (kJ/kg.K)} \end{aligned}$$

Arus 10

$$\begin{aligned} \text{Massa SiO}_2 &= 1787,5 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= 134,01 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Arus 13

$$\begin{aligned} \text{Massa SiO}_2 &= 162,5 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= 120,61 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Arus 22

$$\begin{aligned} \text{Massa SiO}_2 &= 1625 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= 13,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ SiO}_2 &= m \text{ SiO}_2 \times \text{Cp SiO}_2 \times (\text{Tin} - \text{Tref}) \\ \Delta H \text{ SiO}_2 &= 1787,5 \text{ kg} \times 0,78 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K}) \\ \Delta H \text{ SiO}_2 &= 34.856,25 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= m \text{ H}_2\text{O} \times \text{Cp H}_2\text{O} \times (\text{Tin} - \text{Tref}) \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 134,01 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K}) \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 14.004,02 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi total

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O} \\ \Delta H_1 &= 46625,89 + 14004,02 \\ \Delta H_1 &= 48.860,27 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times \text{Cp SiO}_2 \times (\text{Tin} - \text{Tref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 162,5 \text{ kg} \times 0,84 \text{ kJ/kg.K} \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 8872,5 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 120,61 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 3.416,98 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 8872,5 \text{ kJ} + 3.416,98 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 92.392,18 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_3)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1625 \text{ kg} \times 0,84 \text{ kJ/kg.jam} \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 8.872,5 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 13,40 \times 4,18 \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 33.004,59 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_3 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_3 = 8.872,5 \text{ kJ} + 33.004,59 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_3 = 41.877,09 \text{ kJ}$$

Menghitung Q steam

$$Q_{input} = Q_{output}$$

$$\Delta H_1 + Q \text{ Steam} = \Delta H_2 + \Delta H_3$$

$$48.860,27 \text{ kJ} + Q \text{ Steam} = 92.392,18 \text{ kJ} + 41.877,09 \text{ kJ}$$

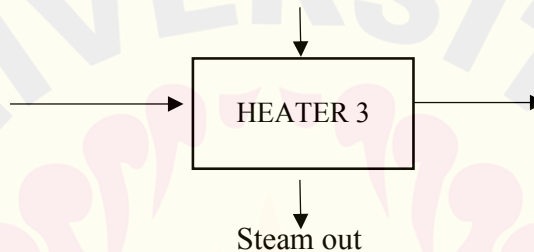
$$Q \text{ Steam} = 85.408,99$$

Neraca Energi

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 13	Arus 22
SiO ₂	34.856,25	8872,5	88.725
H ₂ O	14.004,02	33.004,6	33.667,18
Sub Total	48.860,27	41.877,1	92.392,18
Steam	85.408,99		
Total	134.269,26	134.269,26	

Menghitung Neraca Energi Heater 3 (E-314)

Steam in
12



Diketahui :

T_{in}	= 30°C	= 303 K
T_{out}	= 110°C	= 383 K
T_{ref}	= 25°C	= 298 K
C_p Udara (303 K)	= 1,00 (kJ/kg.K)	
C_p Udara (383 K)	= 1,01 (kJ/kg.K)	
Massa udara	= 1491,08 kg/jam	

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi Udara

$$\Delta H_{udara} = \text{Massa udara} \times C_p \text{ udara} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{udara} = 1491,08 \text{ kg} \times 1,00 \text{ kJ/kg.K} \times (303 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H_{udara} = 7455,39 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi Udara

$$\Delta H \text{ udara} = \text{Massa udara} \times C_p \text{ udara} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ udara} = 1491,08 \text{ kg} \times 1,01 \text{ kJ/kg.K} \times (383 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ udara} = 128.009,12 \text{ kJ}$$

Menghitung Q Steam

$$Q \text{ input} = Q \text{ output}$$

$$\Delta H_1 + Q \text{ steam} = \Delta H_2$$

$$7455,39 \text{ kJ} + Q \text{ Steam} = 128.009,12 \text{ kJ}$$

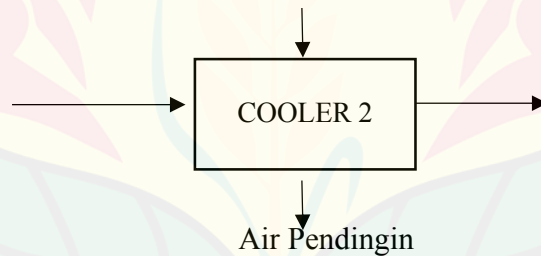
$$Q \text{ Steam} = 120.553,72 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi 3

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 12	Arus 12
Udara	7455,39	128.009,12
Steam	120.553,72	
Total	128.009,12	128.009,12

Menghitung Neraca Energi Cooler 2 (E-321)

Air pendingin
13



Diketahui :

T_{in}	= 61°C	= 334 K
T_{out}	= 40°C	= 313 K
T_{ref}	= 25°C	= 298 K
$C_p \text{ SiO}_2$ (313 K)	= 0,77 (kJ/kg.K)	
$C_p \text{ SiO}_2$ (333 K)	= 0,79 (kJ/kg.K)	
$C_p \text{ H}_2\text{O}$ (313 K)	= 4,18 (kJ/kg.K)	
$C_p \text{ H}_2\text{O}$ (313 K)	= 4,19 (kJ/kg.K)	

$$\text{Massa SiO}_2 = 162,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 120,61 \text{ kg/jam}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 162,5 \text{ kg} \times 0,79 \text{ kJ/kg.K} \times (334 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 4.493,13 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 120,61 \text{ kg} \times 4,19 \text{ kJ/kg.K} \times (334 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 17.687,27 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 4.493,13 \text{ kJ} + 17.687,27 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 22.180,40 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 162,5 \text{ kg} \times 0,77 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1.876,88 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 120,61 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 7.562,17 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 1.876,88 \text{ kJ} + 7.562,17 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 9.439,04 \text{ kJ}$$

Menghitung Q Pendingin

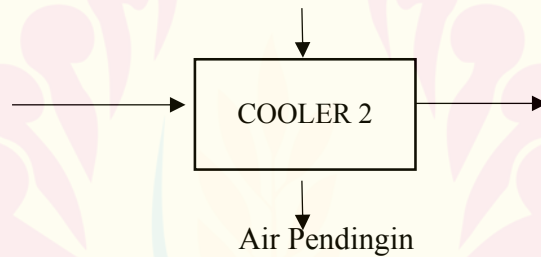
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{input}} &= Q_{\text{output}} \\
 \Delta H_1 &= \Delta H_2 + Q_{\text{Pendingin}} \\
 22.180,40 \text{ kJ} &= 9.439,04 \text{ kJ} + Q_{\text{Pendingin}} \\
 Q_{\text{Pendingin}} &= 12.741,35 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi *Cooler 2*

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 13	Arus 14
SiO ₂	4.493,13	1.876,88
H ₂ O	17.687,27	7.562,17
Q Pendingin		12.741,35
Total	22.180,40	22.180,40

Neraca Energi Cooling Conveyor (J-351)

Air pendingin
22



Diketahui :

- Tin = 90°C = 363 K
- Tout = 40°C = 313 K
- Tref = 25°C = 298 K
- Cp SiO₂ (313 K) = 0,77 (kJ/kg.K)
- Cp SiO₂ (363 K) = 0,84 (kJ/kg.K)
- Cp H₂O (313 K) = 4,18 (kJ/kg.K)
- Cp H₂O (363 K) = 4,21 (kJ/kg.K)
- Massa SiO₂ = 1625 kg/jam
- Massa H₂O = 13,40 kg/jam

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi SiO_2

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1625 \text{ kg} \times 0,84 \text{ kJ/kg.K} \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 88.725 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 13,40 \text{ kg} \times 4,21 \text{ kJ/kg.K} \times (359 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 3.667,18 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_1 = 88.725 \text{ kJ} + 3.667,18 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_1 = 92.392,18 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan keluar (ΔH_2)

Menghitung entalpi SiO_2

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1625 \text{ kg} \times 0,77 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 18.768,75 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H_2O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 13,40 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 840,24 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 18.768,75 \text{ kJ} + 840,24 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 19.608,99 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q Pendingin

$$Q \text{ input} = Q \text{ output}$$

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q \text{ Pendingin}$$

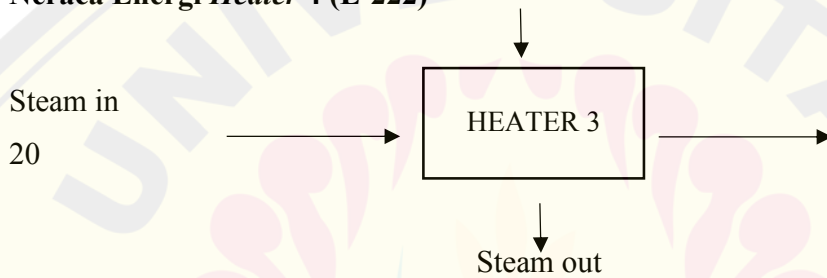
$$92.392,18 \text{ kJ} = 19.608,99 \text{ kJ} + Q \text{ Pendingin}$$

$$Q \text{ Pendingin} = 72.783,19 \text{ kJ}$$

Neraca Energi *Cooling Conveyor*

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 17	Arus 17
SiO ₂	88.725,00	18.768,75
H ₂ O	3.667,18	840,24
Q Pendingin		72.783,19
Total	92.392,18	92.392,18

Neraca Energi *Heater 4 (E-222)*



- Diketahui :
- T_{in} = 40°C = 313 K
 - T_{out} = 50°C = 323 K
 - T_{ref} = 25°C = 298 K
 - C_p SiO₂ (313 K) = 0,77 (kJ/kg.K)
 - C_p SiO₂ (323 K) = 0,78 (kJ/kg.K)
 - C_p H₂O (313 K) = 4,18 (kJ/kg.K)
 - C_p H₂O (323 K) = 4,18 (kJ/kg.K)
 - Massa SiO₂ = 162,5 kg/jam
 - Massa H₂O = 630,1 kg/jam

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_1)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H_{SiO_2} = m_{SiO_2} \times C_p_{SiO_2} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 162,5 \text{ kg} \times 0,77 \text{ kJ/kg.jam} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 1.876,88 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 630,1 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (313 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 39.507,27 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_1 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_1 = 1.876,88 \text{ kJ} + 39.507,27 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_1 = 41.384,15 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi bahan masuk (ΔH_2)

Menghitung entalpi SiO₂

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = m \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2 \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 162,5 \text{ kg} \times 0,78 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 3.168,75 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi H₂O

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 630,1 \text{ kg} \times 4,18 \text{ kJ/kg.K} \times (323 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 65.845,45 \text{ kJ}$$

Menghitung entalpi total

$$\Delta H_2 = \Delta H \text{ SiO}_2 + \Delta H \text{ H}_2\text{O}$$

$$\Delta H_2 = 3.168,75 \text{ kJ} + 65.845,45 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = 69.014,20 \text{ kJ}$$

Menghitung Q Steam

$$Q \text{ input} = Q \text{ output}$$

$$\Delta H_1 + Q \text{ Steam} = \Delta H_2$$

$$41.384,15 \text{ kJ} + Q \text{ Steam} = 69.014,20 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ Steam} = 27.630,06 \text{ kJ}$$

Neraca Energi 4

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 16
SiO ₂	1.879,88	3.168,75
H ₂ O	39.507,27	65.845,45
Q Steam	27.630,06	
Total	69.014,20	69.014,20



LAMPIRAN C : SPESIFIKASI ALAT

Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (F-110)

Fungsi : Menampung asam sulfat yang akan diumpankan ke *mixer* (M-130)

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof

Jumlah : 1 unit

Tekanan : 1 atm

Densitas H₂SO₄ = 1,83 kg/l

Densitas air = 0,99 kg/l

Massa H₂SO₄/jam = 40,45 kg

Massa H₂SO₄/bulan = 29.129,32 kg

Massa H₂O/jam = 0,83 kg

Massa H₂O/bulan = 590,68 kg

Volume H₂SO₄ = $\frac{m}{\rho}$
 = $\frac{29.943,22 \text{ kg}}{1,83 \text{ kg/l}}$
 = 15.917,66 l

Volume H₂O = $\frac{m}{\rho}$
 = $\frac{594,47 \text{ kg}}{0,99 \text{ kg/l}}$
 = 597,04 l

Volume bahan = Volume H₂SO₄ + Volume H₂O
 = 15.917,66 l + 597,04 l
 = 16.514,71 l
 = 579,49 ft³

Volume storage = $\frac{100}{80} \times 579,49 \text{ ft}^3$
 = 729,01 ft³

Diketahui :

Fabrikasi bagian silinder (C1) 2 kali fabrikasi bagian dasar (C2)

Fabrikasi bagian atas (C3) 1,8 kali fabrikasi bagian dasar

Fondasi 0,4 kali (C4) dari fabrikasi dasar

Tanah tidak membeli

Maka :

$$D = 4H \times \frac{C1}{C2+C3+C4+C5}$$

$$D = 4H \times \frac{2C2}{C2+1,8 C2+0,4 C2+0}$$

$$D = 4H \times \frac{2 C2}{3,2 C2}$$

$$D = 2,5 H$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{1}{4} \pi D H$$

$$D^2 = \frac{V \times 4 \times 2,5}{\pi}$$

$$D^2 = \frac{729,01 \times 4 \times 2,5}{3,14}$$

$$D^2 = 2.321,70 \text{ ft}$$

$$D = 48,18 \text{ ft}$$

$$H = D/2,5$$

$$H = 19,27 \text{ ft}$$

Standarisasi Brownell n Young Appendix E hal. 346

$$\text{Diameter storage} = 50 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Tank} = 24 \text{ ft}$$

$$\text{Volume Silinder} = 8390 \text{ bbl}$$

$$\text{Volume Silinder} = 47.106,35 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah Courses} = 3$$

Menghitung tebal dinding silinder

$$\text{Courses 1} = 0,0001456 (H-1) D$$

$$= 0,0001456 (24 \text{ ft} - 1) \times 50 \text{ ft}$$

$$= 0,167 \text{ ft}$$

$$\text{Courses 2} = 0,0001456 ((H-8)-1) D$$

$$= 0,0001456 ((24 \text{ ft} - 8) - 1) \times 50 \text{ ft}$$

$$= 0,109 \text{ ft}$$

$$\text{Courses 2} = 0,0001456 ((H-8)-1) D$$

$$= 0,0001456 ((24 \text{ ft} - (2 \times 8)) - 1) \times 50 \text{ ft}$$

$$= 0,05 \text{ ft}$$

Menghitung Tebal Tutup Tank

$$\theta = 30$$

$$\sin \theta = D/430t$$

$$t = \frac{50}{0,5 \times 430}$$

$$t = 0,23$$

Tangki Penyimpanan Sodium Silikat (F-120)

Fungsi : Menampung sodium silikat yang akan di umpankan ke reaktor (R- 210)

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof

Jumlah : 1 unit

Tekanan: 1 atm

$$\text{Densitas Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 2,4 \text{ g/l}$$

$$\text{Densitas air} = 0,99 \text{ kg/l}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2/\text{jam} = 40,45 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2/\text{bulan} = 29.129,32 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 0,83 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{bulan} = 590,68 \text{ kg}$$

$$\text{Volume Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{6.660,90 \text{ kg}}{2,4 \text{ kg/l}}$$

$$= 1775,37 \text{ l}$$

$$\text{Volume H}_2\text{O} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{129.275,93 \text{ kg}}{0,99 \text{ kg/l}}$$

$$= 129.384,22 \text{ l}$$

$$\text{Volume bahan} = \text{Volume Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2 + \text{Volume H}_2\text{O}$$

$$= 1775,37 \text{ l} + 129.384,22 \text{ l}$$

$$= 132.609,59$$

$$= 4683,06 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume storage} = \frac{100}{80} \times 4.683,06 \text{ ft}^3$$

$$= 5.853,831 \text{ ft}^3$$

Diketahui :

Fabrikasi bagian silinder (C1) 2 kali fabrikasi bagian dasar (C2)

Fabrikasi bagian atas (C3) 1,8 kali fabrikasi bagian dasar

Fondasi 0,4 kali (C4) dari fabrikasi dasar

Tanah tidak membeli

Maka :

$$D = 4H \times \frac{C1}{C2+C3+C4+C5}$$

$$D = 4H \times \frac{2C2}{C2+1,8 C2+0,4 C2+0}$$

$$D = 4H \times \frac{2 C2}{3,2 C2}$$

$$D = 2,5 H$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{1}{4} \pi D H$$

$$D^2 = \frac{V \times 4 \times 2,5}{\pi}$$

$$D^2 = \frac{5.853,83 \times 4 \times 2,5}{3,14}$$

$$D^2 = 18.642,77 \text{ ft}$$

$$D = 136.54 \text{ ft}$$

$$H = D/2,5$$

$$H = 54,61 \text{ ft}$$

Standarisasi Brownell n Young Appendix E hal. 346

Diameter storage = 146 ft

Tinggi Tank = 56 ft

Volume Silinder = 153.500 bbl

Volume Silinder = 861.838,54 ft³

Jumlah Courses = 7

Menghitung tebal dinding silinder

Courses 1 = 0,0001456 (H-1) D
 = 0,0001456 (56 ft – 1) x 140 ft
 = 1,12 ft

Courses 2 = 0,0001456 ((H-8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – 8) – 1) x 140 ft
 = 0,96 ft

Courses 3 = 0,0001456 ((H-2 x 8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – (2x8)) – 1) x 140 ft
 = 0,79 ft

Courses 4 = 0,0001456 ((H- 3 x 8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – (3x8)) – 1) x 140 ft
 = 0,63 ft

Courses 5 = 0,0001456 ((H- 4 x 8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – (4x8)) – 1) x 140 ft
 = 0,46 ft

Courses 6 = 0,0001456 ((H- 5 x 8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – (5x8)) – 1) x 140 ft
 = 0,30 ft

Courses 7 = 0,0001456 ((H- 6 x 8)-1) D
 = 0,0001456 ((56 ft – (6x8)) – 1) x 140 ft
 = 0,14 ft

Menghitung Tebal Tutup Tank

$$\theta = 30$$

$$\sin \theta = D/430t$$

$$t = \frac{56 \text{ ft}}{0,5 \times 430}$$

$$t = 0,65 \text{ ft}$$

Tangki Penyimpanan Sodium Silikat (F-120)

Fungsi : Menampung sodium silikat yang akan di umpankan ke reaktor (R- 210)

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Conical Roof

Jumlah : 1 unit

Tekanan: 1 atm

$$\text{Densitas SiO}_2 = 2,65 \text{ g/l}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 0,99 \text{ kg/l}$$

$$\text{Massa SiO}_2/\text{jam} = 1625 \text{ kg}$$

$$\text{Massa SiO}_2/\text{bulan} = 1.186.250 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 1,47 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{bulan} = 1.078,40 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1.186,250 \text{ kg}}{1,47 \text{ kg/l}} \\ &= 447.641,51 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume H}_2\text{O} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1.078,40 \text{ kg}}{0,99 \text{ kg/l}} \\ &= 1.083,06 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \text{Volume Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 + \text{Volume H}_2\text{O} \\ &= 447.641,51 \text{ l} + 1.083,06 \text{ l} \\ &= 448.724,58 \\ &= 15.846,55 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume storage} &= \frac{100}{80} \times 15,846,55 \text{ ft}^3 \\ &= 19.808,20 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diketahui :

Fabrikasi bagian silinder (C1) 2 kali fabrikasi bagian dasar (C2)

Fabrikasi bagian atas (C3) 1,8 kali fabrikasi bagian dasar

Fondasi 0,4 kali (C4) dari fabrikasi dasar

Tanah tidak membeli

Maka :

$$D = 4H \times \frac{C1}{C2+C3+C4+C5}$$

$$D = 4H \times \frac{2C2}{C2+1,8 C2+0,4 C2+0}$$

$$D = 4H \times \frac{2 C2}{3,2 C2}$$

$$D = 2,5 H$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{1}{4} \pi D H$$

$$D^2 = \frac{V \times 4 \times 2,5}{\pi}$$

$$D^2 = \frac{19.808,20 \times 4 \times 2,5}{3,14}$$

$$D^2 = 63.083,43 \text{ ft}$$

$$D = 39,80 \text{ ft}$$

$$H = D/2,5$$

$$H = 15,92 \text{ ft}$$

Standarisasi Brownell n Young Appendix E hal. 346

$$\text{Diameter storage} = 40 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Tank} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{Volume Silinder} = 20.140 \text{ bbl}$$

$$\text{Volume Silinder} = 20.100,21 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah Courses} = 2$$

Menghitung tebal dinding silinder

$$\begin{aligned} \text{Courses 1} &= 0,0001456 (H-1) D \\ &= 0,0001456 (40 \text{ ft} - 1) \times 16 \text{ ft} \\ &= 0,08 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Courses 2} &= 0,0001456 ((H-8)-1) D \\ &= 0,0001456 ((40 \text{ ft} - 8) - 1) \times 16 \text{ ft} \\ &= 0,04 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Tutup Tank

$$\begin{aligned} \theta &= 30 \\ \sin \theta &= D/430t \\ t &= \frac{40 \text{ ft}}{0,5 \times 430} \\ t &= 0,19 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mixer (M-130)

Fungsi : Mengencerkan asam sulfat dari 98% menjadi 5%

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Standar dished, Conical bottom

Jumlah : 1 unit

Tekanan : 1 atm

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4 = 1,83 \text{ kg/l}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 0,99 \text{ kg/l}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4/\text{jam} = 40,46 \text{ kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 768,69 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume H}_2\text{SO}_4 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 49,46 / 1,83 \\ &= 22,11 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume H}_2\text{O} &= \frac{m}{\rho} \\ &= 768,69 / 0,99 \\ &= 772,01 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan} = \text{Volume H}_2\text{SO}_4 + \text{Volume H}_2\text{O}$$

$$\begin{aligned}
 &= 22,11 \text{ l} + 772,01 \text{ l} \\
 &= 794,12 \text{ l} \\
 &= 28,03 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume storage} &= (100/80) \times 28,03 \text{ ft}^3 \\
 &= 35,05 \text{ ft}^3 \\
 \text{Sudut max} &= 120^\circ \\
 \text{Ls (tinggi shell)} &= 1,5 \text{ di}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Volume tutup atas} + \text{volume silinder} + \text{volume tutup bawah} \\
 35,05 \text{ ft}^3 &= 0,08 \times di^3 + \frac{1}{4} \pi di^3 \times 1,5 + \frac{\pi di^3}{24} \times tg \frac{1}{2} \alpha \\
 35,05 \text{ ft}^3 &= 0,08 \times di^3 + 1,18 di^3 + 0,15 di^3 \\
 35,05 \text{ ft}^3 &= 1,41 di^3 \\
 di^3 &= 35,05 \text{ ft}^3 / 1,41 \\
 di^3 &= 24,80 \text{ ft}^3 \\
 di &= 2,91 \text{ ft} \\
 di &= 34,99 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi shell

$$\begin{aligned}
 \text{Ls} &= 1,5 \text{ di} \\
 \text{Ls} &= 1,5 \times 34,99 \text{ in} \\
 \text{Ls} &= 52,49 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
 \text{Lls} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\frac{3,14}{4} \times di^2} \\
 \text{Lls} &= \frac{4,67 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} \times (1,6 \text{ ft})^2} \\
 \text{Lls} &= 4,2 \text{ ft} \\
 \text{Lls} &= 50,40 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pi)

$$\text{P campuran} = 1,01 \text{ kg/l} = 63,58 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{63,58 \text{ lb/ft}^3(4,2-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = 0,57 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 14,7 \text{ psi} + 1,41 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 16,11 \text{ psi}$$

Menentukan tebal masing masing bagian

$$\text{Bahan} = \text{Stainless Steel type 316 AISI}$$

$$\text{Allowable stress} = 15000 \text{ psi (Brownell table 13,1 hal 623)}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,06 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan desain} = 15,27 \text{ psi}$$

$$D_i = 19,26 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Silinder (ts)

$$\text{Tebal silinder} = \frac{P_i \times d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = \frac{15,27 \text{ psi} \times 19,26 \text{ in}}{2(15000 \text{ psi} - 0,6 \times 15,27 \text{ psi})} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = 0,02 \text{ in}$$

Standarisasi

$$D_o = d_i + 2t_s$$

$$D_o = 34,99 + 2 \times 0,02$$

$$D_o = 35,37 \text{ in}$$

$$D_o = 36 \text{ in}$$

Standarisasi Brownel Hal.90

$$D_o = 36 \text{ in}$$

$$D_i \text{ baru} = d_o - 2 t_s$$

$$D_i \text{ baru} = 36 - 2 \times 0,01$$

$$D_i \text{ baru} = 35,625 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk dished (tha)

$$\begin{aligned} \text{Tha} &= \frac{0,885 \text{ Pi di}}{fE - 0,1 \text{ Pi}} + \frac{1}{16} \\ \text{Tha} &= \frac{0,885 \text{ 15,27 psi x 19,625}}{15000 \text{ psi} - 0,1 \text{ x 15,27 psi}} + \frac{1}{16} \\ \text{Tha} &= 0,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah berbentuk conical (thb)

$$\begin{aligned} \text{Thb} &= \frac{\text{Pi di}}{2 (fE - 0,6 \text{ Pi}) \cos 1/2 \alpha} + \frac{1}{16} \\ \text{Thb} &= \frac{15,27 \text{ psi x 19,625 in}}{2 (15000 \text{ psi} - 0,6 \text{ x 15,27 psi}) 0,5} + \frac{1}{16} \\ \text{Thb} &= 0,09 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} \text{ha} &= 0,169 \text{ di} \\ \text{ha} &= 0,169 \text{ x 35,625 in} \\ \text{ha} &= 6,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned} \text{hb} &= \frac{\frac{1}{2} \text{ x di}}{\text{tg } 1/2 \alpha} \\ \text{hb} &= \frac{\frac{1}{2} \text{ x 19,625 in}}{\sqrt{3}} \\ \text{hb} &= 10,28 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki = ha + ls + hb

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= 68,79 \text{ in} \\ &= 1,74 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan sistem Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis axial turbin dengan 4 buah blade pada 45o angle

Digunakan High alloy steel SA 240 Grade M type 316 sebagai konstruksi impeller

Digunakan Hot Roller SAE 1020 sebagai bahan konstruksi pengaduk

Berdasarkan data kusnarjo (2010)

$$\text{Dt/Di} = 2.4 \text{ sampai } 3$$

$$Zl/Di = 2.7 \text{ sampai } 3.9$$

$$Zi/Di = 0.75 \text{ sampai } 1.3$$

$$W/Di = 0.17$$

$$J/Dt = 1/10$$

Dimana

Dt = Diameter dalam silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar daun impeller

J = tebal blade

Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 2.5$$

$$Di = Dt/3$$

$$Di = 35,625/3$$

$$Di = 11,875 \text{ in} \quad 0.98 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 1.3$$

$$Zi = 1.3 \text{ Di}$$

$$Zi = 1.3 \times 11,875 \text{ in}$$

$$Zi = 15,44 \text{ in}$$

Menentukan panjang impeller

$$W/Di = 0.17$$

$$W = 0.17 \text{ Di}$$

$$W = 0,17 \times 11,875 \text{ in}$$

$$W = 1.1120833 \text{ in}$$

Mennentukan tebal blade

$$J/Dt = 1/10$$

$$J = Dt/10$$

$$J = 35,625 \text{ in} / 10$$

$$= 3,56 \text{ in}$$

Menghitung viskositas larutan

$$\text{Viskositas H}_2\text{SO}_4 = 26.7 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas H}_2\text{O} = 0.8007 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas campuran} = \text{Fraksi berat} \times \text{viskositas}$$

$$= 14.110665 \text{ cp} = 0.0095 \text{ lb/fts}$$

Menghitung bilangan reynold

$$Nre = \frac{nDi^2\rho}{\mu}$$

$$\text{Dimana } n = \text{Putaran pengaduk, ditetapkan } 120 \text{ rpm} = 2 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller}$$

$$\rho = \text{Densitas}$$

$$\mu = \text{viscositas}$$

$$Nre = \frac{nDi^2\rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{2 \times 6,54^2 \times 1,02}{\mu}$$

$$Nre = 9179 > 2100 \text{ aliran turbulen}$$

Menghitung poros pengaduk

Berdasarkan G.G Brown fig 4.77 hal 507 diperoleh

$$\phi \text{ (power number)} = 0.9$$

$$P = \phi \rho n^3 Dt^5$$

$$= 430,80 \text{ J/s} = 0,43 \text{ kw}$$

$$0.57 \text{ Hp}$$

Reaktor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan asam sulfat dan sodium silikat menjadi silikon dioksida

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Standar dished, Conical bottom

Jumlah: 1 unit

Tekanan: 1 atm

Densitas H_2SO_4 : 1,83 kg/l

Densitas $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$: 2,5 kg/l

Densitas Na_2SO_4 : 2,66 kg/l

Densitas SiO_2 : 2,65 kg/l

Densitas H_2O : 0,99 kg/l

Massa H_2SO_4 /jam : 40,46 kg

Massa $\text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2$ /jam : 40,46 kg

Massa SiO_2 /jam : 1625 kg

Massa Na_2SO_4 /jam : 1165,4 kg

Massa H_2O /jam : 768,69 kg

$$\begin{aligned} \text{Volume } \text{H}_2\text{SO}_4 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 40,46 / 1,83 \\ &= 22,1 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \text{Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 12.88,03 / 2,4 \\ &= 536,68 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \text{SiO}_2 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 1625 / 613,21 \\ &= 613,21 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \text{Na}_2\text{SO}_4 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 1165,4 / 438,12 \\ &= 438,12 \text{ l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \text{H}_2\text{O} &= \frac{m}{\rho} \\ &= 768,69 / 0,99 \\ &= 772,01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan} &= \text{Volume H}_2\text{SO}_4 + \text{Volume Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 + \text{Volume} \\
 &\text{SiO}_2 + \text{Volume Na}_2\text{SO}_4 + \text{Volume H}_2\text{O} \\
 &= 22,1 \text{ l} + 536,68 \text{ l} + 613,21 \text{ l} + 438,12 \text{ l} + 772,01 \text{ l} \\
 &= 2382,13 \text{ l} \\
 &= 84,12 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume storage} &= (80/100) \times 84,12 \text{ ft}^3 \\
 &= 105,15 \text{ ft}^3 \\
 \text{Sudut max} &= 120^\circ \\
 \text{Ls (tinggi shell)} &= 1,5 \text{ di}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Volume tangki = Volume tutup atas + volume silinder + volume tutup bawah

$$84,12 \text{ ft}^3 = 0,08 \times di^3 + \frac{1}{4} \pi di^3 \times 1,5 + \frac{\pi di^3}{24} \times tg \frac{1}{2} \alpha$$

$$84,12 \text{ ft}^3 = 0,08 \times di^3 + 1,18 di^3 + 0,15 di^3$$

$$84,12 \text{ ft}^3 = 1,41 di^3$$

$$di^3 = 84,12 \text{ ft}^3 / 1,41$$

$$di^3 = 74,40$$

$$di = 4,20 \text{ ft}$$

$$di = 50,47 \text{ in}$$

Menentukan tinggi shell

$$\text{Ls} = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Ls} = 1,5 \times 50,47 \text{ in}$$

$$\text{Ls} = 75,71 \text{ in}$$

Menentukan tinggi liquid dalam shell

$$\text{Lls} = \frac{V_{\text{liquid}}}{\frac{3,14}{4} \times di^2}$$

$$\text{Lls} = \frac{84,13 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} \times (2,82 \text{ ft})^2}$$

$$\text{Lls} = 6,05 \text{ ft}$$

$$\text{Lls} = 72,69 \text{ in}$$

Menentukan tekanan desain (Pi)

$$P \text{ campuran} = 2,28 \text{ kg/l} = 141,71 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{141,71 \text{ lb/ft}^3(6,05-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = 4,98 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 14,7 \text{ psi} + 4,98 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 19,67 \text{ psi}$$

Menentukan tebal masing masing bagian

$$\text{Bahan} = \text{Stainless Steel type 316 AISI}$$

$$\text{Allowable stress} = 15000 \text{ psi (Brownell table 13,1 hal 623)}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,06 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan desain} = 17,71 \text{ psi}$$

$$D_i = 50,48 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Silinder (ts)

$$\text{Tebal silinder} = \frac{P_i \times d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = \frac{17,71 \text{ psi} \times 50,48 \text{ in}}{2(15000 \text{ in} - 0,6 \times 17,71 \text{ psi})} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = 0,06 \text{ in}$$

Standarisasi

$$D_o = d_i + 2t_s$$

$$D_o = 50,48 + 2 \times 0,02$$

$$D_o = 50,85 \text{ in}$$

$$D_o = 54 \text{ in}$$

Standarisasi Brownel Hal.90

$$D_o = 54 \text{ in}$$

$$D_i \text{ baru} = d_o - 2 t_s$$

$$D_i \text{ baru} = 54 - 2 \times 0,02$$

$$D_i \text{ baru} = 53,625 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk dished (tha)

$$\text{Tha} = \frac{0,885 \text{ Pi di}}{fE - 0,1 \text{ Pi}} + \frac{1}{16}$$

$$\text{Tha} = \frac{0,885 \text{ 15,27 psi x 53,625 in}}{15000 \text{ psi} - 0,1 \text{ x 15,27 psi}} + \frac{1}{16}$$

$$\text{Tha} = 0,14 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah berbentuk conical (thb)

$$\text{Thb} = \frac{\text{Pi di}}{2 (fE - 0,6 \text{ Pi}) \cos 1/2 \alpha} + \frac{1}{16}$$

$$\text{Thb} = \frac{15,27 \text{ psi x 53,625 in}}{2 (15000 \text{ psi} - 0,6 \text{ x 15,27 psi}) 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$\text{Thb} = 0,15 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tangki

Tinggi tutup atas (ha)

$$\text{ha} = 0,169 \text{ di}$$

$$\text{ha} = 0,169 \text{ x 35,625 in}$$

$$\text{ha} = 6,02 \text{ in}$$

Tinggi tutup bawah (hb)

$$\text{hb} = \frac{\frac{1}{2} \text{ x di}}{\text{tg } 1/2 \alpha}$$

$$\text{hb} = \frac{\frac{1}{2} \text{ x 53,625 in}}{\sqrt{3}}$$

$$\text{hb} = 15,48 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{ha} + \text{ls} + \text{hb}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 6,02 \text{ in} + 75,71 \text{ in} + 15,48 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 100,25 \text{ in}$$

$$= 2,54 \text{ m}$$

Menentukan sistem Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis axial turbin dengan 4 buah blade pada 45o angle

Digunakan High alloy steel SA 240 Grade M type 316 sebagai konstruksi impeller

Digunakan Hot Roller SAE 1020 sebagai bahan konstruksi pengaduk

Berdasarkan data kusnarjo (2010)

$$Dt/Di = 2.4 \quad \text{sampai } 3$$

$$Zl/Di = 2.7 \quad \text{sampai } 3.9$$

$$Zi/Di = 0.75 \quad \text{sampai } 1.3$$

$$W/Di = 0.17$$

$$J/Dt = 1/10$$

Dimana

Dt = Diameter dalam silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar daun impeller

J = tebal blade

Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 2.5$$

$$Di = Dt/3$$

$$Di = 35,625/3$$

$$Di = 11,875 \text{ in} = 0.99 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 1.3$$

$$Zi = 1.3 \quad Di$$

$$Zi = 1.3 \times 11,875 \text{ in}$$

$$Zi = 15,44 \text{ in}$$

Menentukan panjang impeller

$$W/Di = 0.17$$

$$W = 0.17 \quad Di$$

$$W = 0,17 \times 11,875 \text{ in}$$

$$W = 2,01 \text{ in}$$

Menentukan tebal blade

$$\begin{aligned}
 J/Dt &= 1/10 \\
 J &= Dt/10 \\
 J &= 35,625 \text{ in} / 10 \\
 &= 3,56 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung viskositas larutan

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas H}_2\text{SO}_4 &= 26.7 \text{ cp} \\
 \text{Viskositas H}_2\text{O} &= 0.8007 \text{ cp} \\
 \text{Viskositas campuran} &= \text{Fraksi berat x viskositas} \\
 &= 14.110665 \text{ cp} = 0.0095 \text{ lb/fts}
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold

$$Nre = \frac{nDi^2\rho}{\mu}$$

Dimana

- n = Putaran pengaduk, ditetapkan 120 rpm = 2 rps
- Di = Diameter impeller
- ρ = Densitas
- μ = viscositas

$$Nre = \frac{nDi^2\rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{2 \times 6,54^2 \times 1,02}{\mu}$$

$$Nre = 9179 > 2100 \text{ aliran turbulen}$$

Menghitung poros pengaduk

Berdasarkan G.G Brown fig 4.77 hal 507 diperoleh

$$\phi \text{ (power number)} = 0.9$$

$$P = \phi \rho n^3 Dt^5$$

$$= 0.353192264 \text{ J/s} \quad 0.000353192 \text{ kw}$$

$$0.000473631 \text{ Hp}$$

Perhitungan Waktu Tinggal

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m3)	Fv (L/jam)	BM (kg/kmol)	kmol/jam

H2SO4	40.45739	1830	0.022108	98	0.412831
Na2O3,3SiO2	1288.03	2400	0.536679	260	4.953962
H2O	1627.37	995	1.635548	18	90.40947
Total	2955.858	5225	0.565714	376	7.861324

Menghitung konsentrasi campuran

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi H}_2\text{SO}_4 \text{ (CA}_0\text{)} &= \text{laju mol/Fv} \\ &= 0.412830518 / 0.565714415 \\ &= 0.72975075 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 \text{ (CB}_0\text{)} &= \text{laju mol/Fv} \\ &= 4.953961538 / 0.565714415 \\ &= 8.757000725 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M &= \text{CA}_0/\text{CB}_0 \\ &= 11.99998866 \end{aligned}$$

Menghitung konstanta reaksi

$$\begin{aligned} k &= 160.86 \text{ m}^3/\text{kmolmenit} \\ -r_A &= k\text{Ca}_0(1-X_a) (\text{Cb}_0/\text{Ca}_0 - X_a) \\ &= 814.5901361 \text{ kmol/m}^3.\text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung waktu tinggal

$$\begin{aligned} t &= \frac{X_a}{k\text{Ca}_0(1-X_a) (\text{Cb}_0/\text{Ca}_0 - X_a)} \\ &= 12.82281742 \text{ menit} \end{aligned}$$

Mixer (M-340)

Fungsi : Melarutkan silikon dioksida dengan air untuk proses recycle

Bentuk : Cylindrical Vertical Tank, Standar dished, Conical bottom

Jumlah : 1 unit

Tekanan : 1 atm

Densitas SiO₂ : 2,65 kg/l

Densitas H₂O : 0,99 kg/l

Massa SiO₂/jam : 162,5 kg

Massa H₂O/jam : 630,10 kg

$$\begin{aligned}\text{Volume SiO}_2 &= \frac{m}{\rho} \\ &= 162,5 / 2,65 \\ &= 63,47 \text{ l}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume H}_2\text{O} &= \frac{m}{\rho} \\ &= 630,10 / 0,99 \\ &= 632,82 \text{ l}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= \text{Volume SiO}_2 + \text{Volume H}_2\text{O} \\ &= 63,47 \text{ l} + 632,82 \text{ l} \\ &= 696,30 \\ &= 24,59 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume storage} &= (100/80) \times 24,59 \text{ ft}^3 \\ &= 30,74 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Sudut max = 120°

Ls (tinggi shell) = 1,5 di

Menentukan Dimensi Tangki

Volume tangki = Volume tutup atas + volume silinder + volume tutup bawah

$$30,74 \text{ ft}^3 = 0,08 \times di^3 + \frac{1}{4} \pi di^3 \times 1,5 + \frac{\pi di^3}{24} \times \text{tg} \frac{1}{2} \alpha$$

$$30,74 \text{ ft}^3 = 0,08 \times di^3 + 1,18 \text{ di}^3 + 0,15 \text{ di}^3$$

$$30,74 \text{ ft}^3 = 1,41 \text{ di}^3$$

$$di^3 = 30,74 \text{ ft}^3 / 1,41$$

$$di^3 = 21,74 \text{ ft}^3$$

$$di = 2,79 \text{ ft}$$

$$di = 33,49 \text{ in}$$

Menentukan tinggi shell

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \text{ di} \\ L_s &= 1,5 \times 33,49 \text{ in} \\ L_s &= 50,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned} L_{ls} &= \frac{V_{liquid}}{\frac{3,14}{4} \times di^2} \\ L_{ls} &= \frac{4,09 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} \times (1,53 \text{ ft})^2} \\ L_{ls} &= 1,01 \text{ ft} \\ L_{ls} &= 12,06 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan desain (Pi)

$$P \text{ campuran} = 1,13 \text{ kg/l} = 70,81 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{70,81 \text{ lb/ft}^3(4,2-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = 0,02 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 14,7 \text{ psi} + 0,02 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 14,71 \text{ psi}$$

Menentukan tebal masing masing bagian

$$\text{Bahan} = \text{Stainless Steel type 316 AISI}$$

$$\text{Allowable stress} = 15000 \text{ psi (Brownell table 13,1 hal 623)}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,06 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan desain} = 16,27 \text{ psi}$$

$$D_i = 33,49 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Silinder (ts)

$$\text{Tebal silinder} = \frac{P_i \times d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = \frac{16,27 \text{ psi} \times 18,43 \text{ in}}{2(15000 \text{ in} - 0,6 \times 16,27 \text{ psi})} + 0,0625$$

$$\text{Tebal silinder} = 0,01 \text{ in}$$

Standarisasi

$$\begin{aligned} Do &= di + 2ts \\ Do &= 33,49 + 2 \times 0,01 \\ Do &= 33,87 \text{ in} \\ Do &= 34 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Brownel Hal.90

$$\begin{aligned} Do &= 34 \text{ in} \\ Di \text{ baru} &= do - 2 \text{ ts} \\ Di \text{ baru} &= 20 - 2 \times 0,01 \\ Di \text{ baru} &= 33,625 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk dished (tha)

$$\begin{aligned} Tha &= \frac{0,885 \text{ Pi } di}{fE - 0,1 \text{ Pi}} + \frac{1}{16} \\ Tha &= \frac{0,885 \text{ 16,27 psi } \times \text{ 19,625 in}}{15000 \text{ psi} - 0,1 \times \text{ 16,27 psi}} + \frac{1}{16} \\ Tha &= 0,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah berbentuk conical (thb)

$$\begin{aligned} Thb &= \frac{\text{Pi } di}{2 (fE - 0,6 \text{ Pi}) \cos 1/2 \alpha} + \frac{1}{16} \\ Thb &= \frac{16,27 \text{ psi } \times \text{ 19,625 in in}}{2 (15000 \text{ psi} - 0,6 \times \text{ 16,27 psi}) 0,5} + \frac{1}{16} \\ Thb &= 0,09 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (ha)} \\ ha &= 0,169 \text{ di} \\ ha &= 0,169 \times 33,625 \text{ in} \\ ha &= 5,68 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah (hb)} \\ hb &= \frac{\frac{1}{2} \times di}{\text{tg } 1/2 \alpha} \\ hb &= \frac{\frac{1}{2} \times \text{ 19,625 in}}{\sqrt{3}} \\ hb &= 9,7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tangki} = h_a + l_s + h_b$$

$$\text{Tinggi tangki} = 5,68 \text{ in} + 50,24 \text{ in} + 9,7 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 65,63 \text{ in}$$

$$= 1,66 \text{ m}$$

Menentukan sistem Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis axial turbin dengan 4 buah blade pada 45o angle

Digunakan High alloy steel SA 240 Grade M type 316 sebagai konstruksi impeller

Digunakan Hot Roller SAE 1020 sebagai bahan konstruksi pengaduk

Berdasarkan data Kusnarjo (2010)

$$D_t/D_i = 2.4 \quad \text{sampai } 3$$

$$Z_l/D_i = 2.7 \quad \text{sampai } 3.9$$

$$Z_i/D_i = 0.75 \quad \text{sampai } 1.3$$

$$W/D_i = 0.17$$

$$J/D_t = 1/10$$

Dimana

D_t = Diameter dalam silinder

D_i = Diameter impeller

Z_i = Tinggi impeller dari dasar tangki

Z_l = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar daun impeller

J = tebal blade

Menentukan diameter impeller

$$D_t/D_i = 2.5$$

$$D_i = D_t/3$$

$$D_i = 33,625/3$$

$$D_i = 11,33 \text{ in} = 0.94 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Z_i/D_i = 1.3$$

$$Z_i = 1.3 D_i$$

$$Z_i = 1.3 \times 11,33 \text{ in}$$

$$Z_i = 14,73 \text{ in}$$

Menentukan panjang impeller

$$W/D_i = 0.17$$

$$W = 0.17 D_i$$

$$W = 0,17 \times 11,33 \text{ in}$$

$$W = 1,93 \text{ in}$$

Mennentukan tebal blade

$$J/D_t = 1/10$$

$$J = D_t/10$$

$$J = 33,625 \text{ in} / 10$$

$$J = 33,6 \text{ in}$$

Menghitung viskositas larutan

$$\text{Viskositas H}_2\text{SO}_4 = 26.7 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas H}_2\text{O} = 0.8007 \text{ cp}$$

$$\text{Viskositas campuran} = \text{Fraksi berat} \times \text{viskositas}$$

$$= 14.110665 \text{ cp} = 0.0095 \text{ lb/fts}$$

Menghitung bilangan reynold

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

Dimana $n =$ Putaran pengaduk, ditetapkan 120 rpm = 2 rps
 $D_i =$ Diameter impeller
 $\rho =$ Densitas
 $\mu =$ viscositas

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

$$N_{re} = \frac{2 \times 6,54^2 \times 1,02}{\mu}$$

$$N_{re} = 9179 > 2100 \text{ aliran turbulen}$$

Menghitung poros pengaduk

Berdasarkan G.G Brown fig 4.77 hal 507 diperoleh

$$\begin{aligned}\phi \text{ (power number)} &= 0.9 \\ P &= \phi \rho n^3 D^5 \\ &= 383,097 \quad \text{J/s} \quad 0,38 \quad \text{kw} \\ &0,51 \quad \text{Hp}\end{aligned}$$

Ball Mill (C-350)

Fungsi : Untuk memperkecil ukuran partikel silikon dioksida menjadi 200 mesh

Bentuk : Marcy Ball Mill

Jumlah : 1 unit

Tekanan: 1 atm

Densitas SiO₂ : 2,65 kg/l

Densitas H₂O : 0,99 kg/l

Massa SiO₂/jam : 1623 kg

Massa SiO₂/hari : 38952 kg

Massa H₂O/jam : 630,10 kg : 38,95 ton/hari

Massa H₂O/hari : 321,6 kg : 0,3216 ton/hari

Berdasarkan table 20-16 Perri didapatkan

Diameter : 6 x 4,5 ft

No. Sieve : 200

Rate max : 66 ton.hari

Berat bola : 8,9 ton

Daya : 85 – 95 hp

Mill Speed : 24 rpm

Marcy ball mill menggunakan 3 bola baja yakni ukuran 5 in, 3,5 in, dan 2,5 in.

$$\begin{aligned}\text{Maka jumlah bola baja adalah} &= \frac{8,9 \text{ ton}}{3} \\ &= 2,97 \text{ ton}\end{aligned}$$

Perhitungan jumlah bola baja 5 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter bola baja} &= 5 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari} &= 2,5 \text{ in} \\
 \text{Volume bola baja} &= \frac{4}{3} \pi r^3 \\
 \text{Volume bola baja} &= \frac{4}{3} \times 3,14 \times 2,5^3 \\
 \text{Volume bola baja} &= 65,42 \text{ in}^3 = 1,07 \text{ l} \\
 \rho \text{ bola baja} &= 4,8 \text{ kg/l} \quad (\text{Perry 20-33}) \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= V \times \rho \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 1,07 \text{ l} \times 4,8 \text{ kg/l} \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 5,14 \text{ kg} \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 0,005 \text{ ton} \\
 \text{Jumlah bola baja} &= \frac{\text{Berat total bola baja}}{\text{Berat 1 buah bola baja}} \\
 \text{Jumlah bola baja} &= \frac{2,97 \text{ ton}}{0,005 \text{ ton}} \\
 \text{Jumlah bola baja} &= 577 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Perhitungan jumlah bola baja 3,5 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter bola baja} &= 3,5 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari} &= 1,75 \text{ in} \\
 \text{Volume bola baja} &= \frac{4}{3} \pi r^3 \\
 \text{Volume bola baja} &= \frac{4}{3} \times 3,14 \times 1,75^3 \\
 \text{Volume bola baja} &= 22,44 \text{ in}^3 = 0,37 \text{ l} \\
 \rho \text{ bola baja} &= 4,8 \text{ kg/l} \quad (\text{Perry 20-33}) \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= V \times \rho \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 0,37 \text{ l} \times 4,8 \text{ kg/l} \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 1,76 \text{ kg} \\
 \text{Berat 1 buah bola baja} &= 0,0018 \text{ ton} \\
 \text{Jumlah bola baja} &= \frac{\text{Berat total bola baja}}{\text{Berat 1 buah bola baja}} \\
 \text{Jumlah bola baja} &= \frac{2,97 \text{ ton}}{0,0018 \text{ ton}}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah bola baja} = 1681 \text{ buah}$$

Perhitungan jumlah bola baja 2,5 in

$$\text{Diameter bola baja} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Volume bola baja} = \frac{4}{3} \pi r^3$$

$$\text{Volume bola baja} = \frac{4}{3} \times 3,14 \times 1,25^3$$

$$\text{Volume bola baja} = 8,18 \text{ in}^3 = 0,13 \text{ l}$$

$$\rho \text{ bola baja} = 4,8 \text{ kg/l} \quad (\text{Perry 20-33})$$

$$\text{Berat 1 buah bola baja} = V \times \rho$$

$$\text{Berat 1 buah bola baja} = 0,13 \text{ l} \times 4,8 \text{ kg/l}$$

$$\text{Berat 1 buah bola baja} = 0,64 \text{ kg}$$

$$\text{Berat 1 buah bola baja} = 0,0006 \text{ ton}$$

$$\text{Jumlah bola baja} = \frac{\text{Berat total bola baja}}{\text{Berat 1 buah bola baja}}$$

$$\text{Jumlah bola baja} = \frac{2,97 \text{ ton}}{0,0006 \text{ ton}}$$

$$\text{Jumlah bola baja} = 4613 \text{ buah}$$

Heat Exchanger (E-212)

Fungsi : Untuk memanaskan asam sulfat dari 40°C ke suhu 90°C menuju reaktor

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4/\text{jam} = 40,46 \text{ kg} = 89,19 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 768,69 \text{ kg} = 1694 \text{ lb}$$

Fluida Panas

$$T_1 (T_{in}) = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$$

$$T_2 (T_{out}) = 101^\circ\text{C} = 213,8 \text{ F}$$

Fluida Dingin

$$t_1 (T_{in}) = 40^\circ\text{C} = 104 \text{ F}$$

$$t_2 (T_{out}) = 90^\circ\text{C} = 194 \text{ F}$$

$$Q \text{ steam} = 163.447,86 \text{ kJ/jam} = 154.919 \text{ Btu/jam}$$

$$W \text{ steam} = 1.791,01 \text{ kg/jam} = 3.948,51 \text{ lb/jam}$$

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\text{Dimana} : \Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2 \quad \Delta T_1 : 108 \text{ F}$$

$$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1 \quad \Delta T_2 : 109,8 \text{ F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{109,8 - 108}{\ln \frac{109,8}{108}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 108,9 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= (302 - 213,8)/(194 - 104) \\ &= 0,98 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) \\ &= (194 - 104)/(302 - 104) \\ &= 0,45 \end{aligned}$$

$$F = 0,94 \text{ (Cengel, 2003, Fig 13-18)}$$

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} \times F &= 108,9 \times 0,94 \\ &= 105,63 \end{aligned}$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_2 + T_1}{2} \\ &= \frac{213,8 + 302}{2} \\ &= 257,9 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{steam}} &= 0,013 \text{ cp (Fig 15, Kern)} \\ &= 0,033 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\ &= \frac{194 + 104}{2} \end{aligned}$$

$$= 149 \text{ F}$$

μbahan = 0,9 cp (Fig 15, Kern)

$$= 2,178 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kesimpulan Sementara

$$\text{Tube OD} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in square}$$

$$\text{Shell ID} = 12 \text{ in} = 1.00 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Baffle space} = 12 \text{ in} = 1.00 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang} = 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$C'' = 0.19 \text{ in} = 0.02 \text{ ft}$$

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

$$N_t = 86 \text{ (Table 9, Kern)}$$

$$a't = 0.182 \text{ in}^2 \text{ (Table 10, Kern)}$$

$$a'surface = 0.1963 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

$$D_e = 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft (Fig 28 Kern)}$$

$$D_i = 0.482 \text{ in} = 0.04 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$as = \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144}$$

$$as = \frac{12 \text{ in} \times 12 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144}$$

$$as = 0,095 \text{ in}^2 = 0,0079 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{m}{as}$$

$$Gs = \frac{3.948,51 \text{ lb/jam}}{0,0079 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = 498.758,65 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = d_e \times G_s \times \mu$$

$$NRe = 0,05 \text{ ft} \times 498.758,65 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,03 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ = 726.629,73$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 520 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,012 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$C_p \text{ Steam} = 0,45 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,45 \times 0,03}{0,012}\right)^{1/3} \\ = 1,05$$

$$h_o/\phi_s = 520 \times (0,012/0,05) \times 1,05 \\ = 144,09$$

Tube

Menghitung Nre

$$at = \frac{Nt \times at}{n \times 144}$$

$$at = \frac{186 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144}$$

$$at = 0,027 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$Gt = \frac{1.783 \text{ lb/jam}}{0,0022 \text{ ft}^2}$$

$$Gt = 787.763,79 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = Id \times Gt / \mu$$

$$NRe = 0,482 \text{ ft} \times 787.763,79 \text{ lb/hr.ft}^2 / 2,178 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ = 174.335,24$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 390 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,34 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)}$$

$$C_p \text{ Steam} = 0,21 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$\begin{aligned} (c\mu/k)^{1/3} &= \left(\frac{0,21 \times 0,04}{0,34}\right)^{1/3} \\ &= 1,11 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i/\phi_t &= 390 \times (0,034/0,05) \times 1,05 \\ &= 3.215,23 \end{aligned}$$

Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

$$\begin{aligned} h_o/\phi_t &= h_i/\phi_t \times D_i/OD \\ &= 3.215,23 \times 0,64 \\ &= 2.066,32 \end{aligned}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_i/\phi_t + h_o/\phi_s} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 156,10 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu t_w

$$\mu_w \text{ steam} = 0,012 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ steam} = 0,029 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 0,8 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 1,936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \phi_s &= \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}}\right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{0,031}{0,029}\right)^{0,14} \\ &= 1,01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \phi_t &= \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}}\right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{2,18}{1,94}\right)^{0,14} \\ &= 1,02 \end{aligned}$$

Maka

$$\begin{aligned} h_o &= (h_o/\Delta s) \times \Delta s \\ &= 144,09 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,01 \\ &= 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= (h_{io}/\Delta t) \times \Delta t \\ &= 2.066,32 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,02 \\ &= 2.100,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= (h_i/\Delta t) \times \Delta t \\ &= 3.215,23 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,02 \\ &= 3.268,69 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{2.100,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{2.100,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} + 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\ &= 136,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\ l &= 0,83 \text{ ft} \\ N_t &= 86 \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ &= 86 \times 0,83 \times 0,1963 \\ &= 14,07 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{154.919 \text{ Btu/jam}}{14,07 \text{ ft}^2 \times 105,63 \text{ F}} \end{aligned}$$

$$UD = 104,25 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 100 – 200)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{136,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.F - 104,25 \text{ Btu/hr.ft}^2.F}{136,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 104,25 \text{ Btu/hr.ft}^2.F} \\
 &= 0,002
 \end{aligned}$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$N_{re \text{ shell}} = 726.629,73$$

$$F = 0,0008 \text{ (table 29, Kern)}$$

$$S_g = 1 \text{ (Table 6, Kern)}$$

$$N_{re \text{ tube}} = 174.335,24$$

$$F = 0,0001 \text{ (Table 26, Kern)}$$

$$S = 1,1$$

Number of courses

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\
 &= \frac{12 \times 0,83}{1 \times 2} \\
 &= 20
 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\
 \Delta P_s &= \frac{0,0008 \cdot 498.758,65^2 \cdot 1 \cdot 20}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 1 \cdot 01} \\
 \Delta P_s &= 0,13 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop Tube side

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\
 \Delta P_t &= \frac{0,0001 \cdot 787.763,80^2 \cdot 1 \cdot 20}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1 \cdot 02} \\
 \Delta P_t &= 0,44 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Dengan data G_t adalah

$$Gt = 787.763,79 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Makan didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$V^2/2g = 0,09$$

$$\Delta P_n = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 4}{1,1} \times 0,09$$

$$\Delta P_n = 1,31$$

$$\Delta P_t = 0,44 + 1,31$$

$$\Delta P_t = 1,75 < 10 \text{ psia}$$

Heat Exchanger (E-211)

Fungsi : Untuk memanaskan sodium silikat dari dari 30°C ke suhu 90°C menuju reaktor

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2/\text{jam} = 1.288,03 \text{ kg} = 2.839,62 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 858,69 \text{ kg} = 1893,08 \text{ lb}$$

Fluida Panas

$$T_1 (T_{in}) = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$$

$$T_2 (T_{out}) = 100^\circ\text{C} = 212 \text{ F}$$

Fluida Dingin

$$t_1 (T_{in}) = 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$t_2 (T_{out}) = 90^\circ\text{C} = 194 \text{ F}$$

$$Q \text{ steam} = 263.791,17 \text{ kJ/jam} = 250.026 \text{ Btu/jam}$$

$$W \text{ steam} = 2.821,29 \text{ kg/jam} = 6.219,89 \text{ lb/jam}$$

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\text{Dimana} : \Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2 \quad \Delta T_1 : 108 \text{ F}$$

$$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1 \quad \Delta T_2 : 126 \text{ F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{126 - 108}{\ln \frac{126}{108}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 116,77 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} R &= (T1 - T2) / (t2 - t1) \\ &= (302 - 212) / (194 - 86) \\ &= 0,83 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= (t2 - t1) / (T1 - t1) \\ &= (194 - 86) / (302 - 86) \\ &= 0,5 \end{aligned}$$

$$F = 0,98 \text{ (Cengel, 2003, Fig 13-18)}$$

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} \times F &= 116,77 \times 0,98 \\ &= 104,43 \end{aligned}$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T2 + T1}{2} \\ &= \frac{212 + 302}{2} \\ &= 257 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{steam}} &= 0,013 \text{ cp (Fig 15, Kern)} \\ &= 0,033 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{t2 + t1}{2} \\ &= \frac{194 + 86}{2} \\ &= 149 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{bahan}} &= 1,5 \text{ cp (Fig 14, Kern)} \\ &= 3,63 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara

$$\text{Tube OD} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in square}$$

$$\text{Shell ID} = 12 \text{ in} = 1.00 \text{ ft}$$

Tube Passes	=	4	
BWG	=	10	
Baffle space	=	12 in	= 1.00 ft
Panjang	=	9 in	= 0.75 ft
C"	=	0.19 in	= 0.02 ft

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

Nt	=	86 (Table 9, Kern)
a't	=	0.182 in ² (Table 10, Kern)
a'surface	=	0.1963 ft (Table 10, Kern)
De	=	0.55 in = 0.05 ft (Fig 28 Kern)
Di	=	0.482 in = 0.04 ft (Table 10, Kern)

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$as = \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144}$$

$$as = \frac{12 \text{ in} \times 12 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144}$$

$$as = 0,095 \text{ in}^2 = 0,0079 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{m}{as}$$

$$Gs = \frac{2.839,62 \text{ lb/jam}}{0,0079 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = 785.670,67 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = de \times Gs \times \mu$$

$$NRe = 0,05 \text{ ft} \times 785.670,67 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,03 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$= 1.144.625,11$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 800 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,012 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$Cp \text{ Steam} = 0,45 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s \\
 (c\mu/k)^{1/3} &= \left(\frac{0,45 \times 0,03}{0,012}\right)^{1/3} \\
 &= 1,05 \\
 h_o/\phi_s &= 800 \times (0,012/0,05) \times 1,05 \\
 &= 211,81 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Tube

Menghitung Nre

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{Nt \times at'}{n \times 144} \\
 at &= \frac{86 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144} \\
 at &= 0,027 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ ft}^2 \\
 Gt &= \frac{m}{at} \\
 Gt &= \frac{1.893,08 \text{ lb/jam}}{0,0022 \text{ ft}^2} \\
 Gt &= 2.089.985,57 \text{ lb/hr.ft}^2 \\
 NRe &= Id \times Gt / \mu \\
 NRe &= 0,482 \text{ ft} \times 2.089.985,57 \text{ lb/hr.ft}^2 / 2,178 \text{ lb/hr ft}^2 \\
 &= 277.513,24
 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$\begin{aligned}
 JH &= 550 \text{ (Fig 28, Kern)} \\
 k &= 0,34 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)} \\
 C_p \text{ Steam} &= 0,21 \text{ Btu/lb.F} \\
 h_o &= JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s \\
 (c\mu/k)^{1/3} &= \left(\frac{0,21 \times 3,63}{0,34}\right)^{1/3} \\
 &= 1,31 \\
 h_i/\phi_t &= 550 \times (0,034/0,05) \times 1,05 \\
 &= 5.366,86 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

$$\begin{aligned}
 h_{io}/\Delta t &= h_i/\Delta t \times D_i/OD \\
 &= 5.366,86 \times 0,64 \\
 &= 3.449,10 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
 \end{aligned}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$tw = tc + \frac{ho/\phi s}{h_{io}/\Delta t + ho/\phi s} + (Tc - tc)$$

$$tw = 147,07 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu tw

$$\mu_w \text{ steam} = 0,012 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ steam} = 0,029 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 0,8 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 1,936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\Delta s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}} \right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{0,031}{0,029} \right)^{0,14}$$

$$= 1,01$$

$$\Delta t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}} \right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{3,63}{3,63} \right)^{0,14}$$

$$= 1$$

Maka

$$\begin{aligned}
 h_o &= (h_o/\Delta s) \times \Delta s \\
 &= 211,81 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 1,01 \\
 &= 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= (h_{io}/\Delta t) \times \Delta t \\
 &= 3.449,10 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 1 \\
 &= 3.449,10 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= (h_i/\Delta t) \times \Delta t \\
 &= 5.366,86 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 1
 \end{aligned}$$

$$= 5.366,86 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{3.449,10 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.F}{3.449,10 \text{ Btu/hr.ft}^2.F + 145,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.F} \\ &= 210,61 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\ l &= 0,75 \text{ ft} \\ N_t &= 86 \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ &= 86 \times 0,75 \times 0,1963 \\ &= 12,66 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{250.025,78 \text{ Btu/jam}}{12,66 \text{ ft}^2 \times 114,13 F} \end{aligned}$$

$$UD = 172,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 100 – 200)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{136,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.F - 172,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.F}{136,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 172,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.F} \\ &= 0,001 \end{aligned}$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$N_{re \text{ shell}} = 1.144.625,11$$

$$F = 0,0008 \text{ (table 29, Kern)}$$

$$\begin{aligned} S_g &= 1 \text{ (Table 6, Kern)} \\ N_{re \text{ tube}} &= 277,513.24 \\ F &= 0,0001 \text{ (Table 26, Kern)} \\ S &= 1,41 \end{aligned}$$

Number of courses

$$\begin{aligned} N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\ &= \frac{12 \times 0,75}{1 \times 2} \\ &= 4,5 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_s &= \frac{0,0008 \cdot 4785,670,67^2 \cdot 1 \cdot 4,5}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 1 \cdot 01} \\ \Delta P_s &= 0,07 \text{ psia} \end{aligned}$$

Pressure Drop Tube side

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_t &= \frac{0,0001 \cdot 2.089.985,57^2 \cdot 1 \cdot 4,5}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1} \\ \Delta P_t &= 0,49 \text{ psia} \end{aligned}$$

Dengan data Gt adalah

$$G_t = 2.089.985,57 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Makan didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$\begin{aligned} V^2/2g &= 0,05 \\ \Delta P_n &= \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'} \\ \Delta P_n &= \frac{4 \times 4}{1,41} \times 0,05 \\ \Delta P_n &= 5,67 \\ \Delta P_t &= 0,49 + 5,67 \\ \Delta P_t &= 6,17 < 10 \text{ psia} \end{aligned}$$

Heat Exchanger (E-314)

Fungsi : Untuk memanaskan udara yang akan diumpankan ke rotary dryer

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

Massa udara = 3976,21 kg = 8.766,04 lb

Fluida Panas

T1 (T_{in}) = 200°C = 392 F

T2 (T_{out}) = 100°C = 212 F

Fluida Dingin

t1 (T_{in}) = 30°C = 86 F

t2 (T_{out}) = 120°C = 248 F

Q steam = 361.636,32 kJ/jam = 342.765 Btu/jam

W steam = 1.933,88 kg/jam = 4.263,48 lb/jam

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Dimana : $\Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2$ $\Delta T_1 : 144 \text{ F}$

$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1$ $\Delta T_2 : 126 \text{ F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{126 - 144}{\ln \frac{126}{144}}$$

$\Delta T \text{ LMTD} = 134,80 \text{ F}$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\ &= (392 - 212) / (248 - 86) \\ &= 1,11 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= (248 - 86) / (392 - 86) \\ &= 0,53 \end{aligned}$$

F = 0,94 (Cengel, 2003, Fig 13-18)

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} \times F &= 134,8 \times 0,94 \\ &= 126,71 \end{aligned}$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_2 + T_1}{2} \\
 &= \frac{212 + 392}{2} \\
 &= 302 \text{ F}
 \end{aligned}$$

 $\mu_{\text{steam}} = 0,014 \text{ cp}$ (Fig 15, Kern)

$$= 0,034 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{194 + 86}{2} \\
 &= 149 \text{ F}
 \end{aligned}$$

 $\mu_{\text{udara}} = 0,02 \text{ cp}$ (Fig 14, Kern)

$$= 0,048 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kesimpulan Sementara

$$\text{Tube OD} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in square}$$

$$\text{Shell ID} = 12 \text{ in} = 1.00 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Baffle space} = 12 \text{ in} = 1.00 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang} = 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$\text{C"} = 0.19 \text{ in} = 0.02 \text{ ft}$$

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

$$N_t = 506 \text{ (Table 9, Kern)}$$

$$a't = 0.182 \text{ in}^2 \text{ (Table 10, Kern)}$$

$$a'\text{surface} = 0.1963 \text{ ft} \text{ (Table 10, Kern)}$$

$$De = 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft (Fig 28 Kern)}$$

$$Di = 0.482 \text{ in} = 0.04 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$as = \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144 \times n}$$

$$as = \frac{12 \text{ in} \times 12 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144 \times 2}$$

$$as = 0,41 \text{ in}^2 = 0,03 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{m}{as}$$

$$Gs = \frac{8766,04 \text{ lb/jam}}{0,03 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = 124.080,86 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = de \times Gs \times \mu$$

$$NRe = 0,05 \text{ ft} \times 124.080,86 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,03 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$= 167,858.31$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 250 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,012 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$Cp \text{ Steam} = 0,45 \text{ Btu/lb.F}$$

$$ho = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,45 \times 0,034}{0,012}\right)^{1/3}$$

$$= 1,08$$

$$ho/\phi_s = 250 \times (0,012/0,05) \times 1,08$$

$$= 71,13 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Tube

Menghitung Nre

$$at = \frac{Nt \times at'}{n \times 144}$$

$$at = \frac{506 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144}$$

$$\begin{aligned}
 at &= 0,15 \text{ in}^2 = 0,013 \text{ ft}^2 \\
 Gs &= \frac{m}{at} \\
 Gs &= \frac{8.766.04 \text{ lb/jam}}{0,013 \text{ ft}^2} \\
 Gs &= 54.828,22 \text{ lb/hr.ft}^2 \\
 NRe &= Id \times Gt / \mu \\
 NRe &= 0,482 \text{ ft} \times 2.089.985,57 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,05 \text{ lb/hr.ft}^2 \\
 &= 45,501.38
 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$\begin{aligned}
 JH &= 110 \text{ (Fig 28, Kern)} \\
 k &= 0,34 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)} \\
 Cp \text{ Steam} &= 0,24 \text{ Btu/lb.F} \\
 hi &= JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi s \\
 (c\mu/k)^{1/3} &= \left(\frac{0,24 \times 0,05}{0,34}\right)^{1/3} \\
 &= 0,33 \\
 hi/\phi t &= 110 \times (0,034/0,05) \times 0,33 \\
 &= 267.35 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
 \end{aligned}$$

Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

$$\begin{aligned}
 hio/\phi t &= hi/\phi t \times Di/OD \\
 &= 267.35 \times 0,64 \\
 &= 171,82 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
 \end{aligned}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$tw = tc + \frac{ho/\phi s}{hio/\phi t + ho/\phi s} + (Tc - tc)$$

$$tw = 147,07 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu tw

$$\begin{aligned}
 \mu_w \text{ steam} &= 0,012 \text{ cp} \\
 \mu_w \text{ steam} &= 0,029 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 0,25 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 1,936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{\textcircled{O}}_s &= \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{0,031}{0,029} \right)^{0,14} \\ &= 1,01 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{\textcircled{O}}_t &= \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{0,02}{0,003} \right)^{0,14} \\ &= 0,97 \end{aligned}$$

Maka

$$\begin{aligned} h_o &= (h_o/\text{\textcircled{O}}_s) \times \text{\textcircled{O}}_s \\ &= 71,13 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,02 \\ &= 72,94 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= (h_{io}/\text{\textcircled{O}}_t) \times \text{\textcircled{O}}_t \\ &= 171,82 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 0,97 \\ &= 166,53 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= (h_i/\text{\textcircled{O}}_t) \times \text{\textcircled{O}}_t \\ &= 267,35 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 0,97 \\ &= 259,13 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{166,53 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 72,94 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{166,53 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} + 72,94 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\ &= 50,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{q}{A \times \Delta T} \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 l &= 0,83 \text{ ft} \\
 N_t &= 506 \\
 A &= N_t \times l \times a'' \\
 &= 506 \times 0,83 \times 0,1963 \\
 &= 57,94 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{342.765,09 \text{ Btu/jam}}{57,94 \text{ ft}^2 \times 126,71 \text{ F}}
 \end{aligned}$$

$$UD = 46,68 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 5-50)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{50,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} - 46,68 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{50,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 46,68 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 0,003
 \end{aligned}$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$\begin{aligned}
 N_{re \text{ shell}} &= 167.858,31 \\
 F &= 0,0008 \text{ (table 29, Kern)} \\
 S_g &= 0,62 \text{ (Table 6, Kern)} \\
 N_{re \text{ tube}} &= 45.501,38 \\
 F &= 0,0002 \text{ (Table 26, Kern)} \\
 S &= 1
 \end{aligned}$$

Number of courses

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\
 &= \frac{12 \times 0,83}{1 \times 2} \\
 &= 1,68
 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0008 \cdot 124.080,86^2 \cdot 2,08 \cdot 1,68}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 1 \cdot 0,2}$$

$$\Delta P_s = 0,002 \text{ psia}$$

Pressure Drop Tube side

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0001 \cdot 54.828,22^2 \cdot 0,04 \cdot 1,68}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1}$$

$$\Delta P_t = 0,002 \text{ psia}$$

Dengan data Gt adalah

$$Gt = 54.828,22 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Maka didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$V^2/2g = 0,04$$

$$\Delta P_n = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 4}{1} \times 0,04$$

$$\Delta P_n = 0,64$$

$$\Delta P_t = 0,49 + 0,64$$

$$\Delta P_t = 0,64 < 10 \text{ psia}$$

Heat Exchanger (E-222)

Fungsi : Untuk memanaskan silikon dioksida dari dari 30°C ke suhu 50°C menuju rotary drum vacuum filter

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

$$\text{Massa SiO}_2/\text{jam} = 162,5 \text{ kg} = 358,25 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 858,69 \text{ kg} = 1.389,13 \text{ lb}$$

Fluida Panas

$$T1 (T_{in}) = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$$

$$T2 (T_{out}) = 100^\circ\text{C} = 212 \text{ F}$$

Fluida Dingin

$t_1 (T_{in})$	$= 40^\circ\text{C}$	$= 104 \text{ F}$
$t_2 (T_{out})$	$= 50^\circ\text{C}$	$= 122 \text{ F}$
Q steam	$= 276.630,05 \text{ kJ/jam}$	$= 26.188,2 \text{ Btu/jam}$
W steam	$= 295,51 \text{ kg/jam}$	$= 651,48 \text{ lb/jam}$

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Dimana : $\Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2$ $\Delta T_1 : 180 \text{ F}$

$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1$ $\Delta T_2 : 108 \text{ F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{108 - 180}{\ln \frac{108}{180}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 140,95 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\ &= (302 - 212) / (122 - 104) \\ &= 5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= (122 - 104) / (302 - 104) \\ &= 0,1 \end{aligned}$$

$$F = 1 \text{ (Cengel, 2003, Fig 13-18)}$$

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} \times F &= 116,77 \times 1 \\ &= 140,95 \end{aligned}$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_2 + T_1}{2} \\ &= \frac{212 + 302}{2} \\ &= 257 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{steam}} &= 0,013 \text{ cp (Fig 15, Kern)} \\ &= 0,031 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{194 + 86}{2} \\
 &= 149 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu_{\text{bahan}} &= 3,01 \text{ cp (Fig 14, Kern)} \\
 &= 7,29 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara

$$\begin{aligned}
 \text{Tube OD} &= 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft} \\
 \text{Pitch} &= 0.94 \text{ in square} \\
 \text{Shell ID} &= 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft} \\
 \text{Tube Passes} &= 4 \\
 \text{BWG} &= 10 \\
 \text{Baffle space} &= 4 \text{ in} = 0,33 \text{ ft} \\
 \text{Panjang} &= 9 \text{ in} = 0.88 \text{ ft} \\
 C'' &= 0.19 \text{ in} = 0.02 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

$$\begin{aligned}
 N_t &= 10 \text{ (Table 9, Kern)} \\
 a't &= 0.182 \text{ in}^2 \text{ (Table 10, Kern)} \\
 a'\text{surface} &= 0.1963 \text{ ft (Table 10, Kern)} \\
 D_e &= 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft (Fig 28 Kern)} \\
 D_i &= 0.482 \text{ in} = 0.04 \text{ ft (Table 10, Kern)}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144} \\
 as &= \frac{8 \text{ in} \times 4 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144} \\
 as &= 0,022 \text{ in}^2 = 0,0019 \text{ ft}^2 \\
 G_s &= \frac{m}{as}
 \end{aligned}$$

$$G_s = \frac{358,25 \text{ lb/jam}}{0,0019 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 348.098,70 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$N_{Re} = d_e \times G_s \times \mu$$

$$N_{Re} = 0,05 \text{ ft} \times 348.098,70 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,03 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$= 507.136,81$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 490 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,012 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$C_p \text{ Steam} = 0,46 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{d_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,46 \times 0,03}{0,012}\right)^{1/3}$$

$$= 1,06$$

$$h_o/\phi_s = 490 \times (0,012/0,05) \times 1,06$$

$$= 135,86 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Tube

Menghitung Nre

$$a_t = \frac{N_t \times a_{t1}}{n \times 144}$$

$$a_t = \frac{10 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144}$$

$$a_t = 0,008 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$G_t = \frac{1.389,13 \text{ lb/jam}}{0,0006 \text{ ft}^2}$$

$$G_t = 2.552.391,68 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$N_{Re} = I_d \times G_t / \mu$$

$$N_{Re} = 0,482 \text{ ft} \times 2.552.391,68 \text{ lb/hr.ft}^2 / 7,29 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$= 168.608,79$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$\begin{aligned}
 JH &= 600 \text{ (Fig 28, Kern)} \\
 k &= 0,34 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)} \\
 C_p \text{ bahan} &= 0,18 \text{ Btu/lb.F} \\
 h_o &= JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s \\
 (c\mu/k)^{1/3} &= \left(\frac{0,21 \times 7,29}{0,33}\right)^{1/3} \\
 &= 1,59 \\
 h_i/\phi_t &= 600 \times (0,033/0,05) \times 1,59 \\
 &= 6.851,89 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \\
 \text{Koefisien Koreksi Perpindahan Panas} \\
 h_{io}/\phi_t &= h_i/\phi_t \times D_i/OD \\
 &= 6.851,89 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \times 0,64 \\
 &= 4.403,48 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$tw = tc + \frac{ho/\phi_s}{h_{io}/\phi_t + ho/\phi_s} (Tc - tc)$$

$$tw = 117,31 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu tw

$$\mu_w \text{ steam} = 0,012 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ steam} = 0,029 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 3,01 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 7,29 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{0,031}{0,029}\right)^{0,14}$$

$$= 1,01$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{7,29}{7,29}\right)^{0,14}$$

$$= 1$$

Maka

$$\begin{aligned} h_o &= (h_o/\phi_s) \times \phi_s \\ &= 135,86 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,01 \\ &= 137,39 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= (h_{io}/\phi_t) \times \phi_t \\ &= 4.403,48 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1 \\ &= 4.403,48 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= (h_i/\phi_t) \times \phi_t \\ &= 6.851,89 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1 \\ &= 6.851,89 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{4.403,48 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 137,39 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{4.403,48 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} + 137,39 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\ &= 133,24 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$A = N_t \times l \times a''$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$l = 0,88 \text{ ft}$$

$$N_t = 10$$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times l \times a'' \\ &= 10 \times 0,88 \times 0,1963 \\ &= 1,72 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$\frac{26.188.23/\text{jam}}{1,72 \text{ ft}^2 \times 140,95 \text{ F}}$$

$$UD = 108,17 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 100 – 200)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{133,24 \text{ Btu/hr.ft}^2.F - 108,17 \text{ Btu/hr.ft}^2.F}{133,24 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \times 108,17 \text{ Btu/hr.ft}^2.F} \\ &= 0,002 \end{aligned}$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$N_{re \text{ shell}} = 507.136,81$$

$$F = 0,0008 \text{ (table 29, Kern)}$$

$$S_g = 1 \text{ (Table 6, Kern)}$$

$$N_{re \text{ tube}} = 168.608,79$$

$$F = 0,0001 \text{ (Table 26, Kern)}$$

$$S = 1$$

Number of courses

$$\begin{aligned} N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\ &= \frac{12 \times 0,88}{0,33 \times 2} \\ &= 15,75 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_s &= \frac{0,0008 \cdot 34.8098,70^2 \cdot 0,67 \cdot 15,75}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 1 \cdot 0,1} \\ \Delta P_s &= 0,04 \text{ psia} \end{aligned}$$

Pressure Drop Tube side

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_t &= \frac{0,0001 \cdot 2.552.391,68^2 \cdot 0,67 \cdot 15,75}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1} \\ \Delta P_t &= 4,28 \text{ psia} \end{aligned}$$

Dengan data Gt adalah

$$Gt = 2.552.391,68 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Maka didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$V^2/2g = 0,07$$

$$\Delta P_n = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 4}{1} \times 0,07$$

$$\Delta P_n = 1,12$$

$$\Delta P_t = 4,2 + 1,12$$

$$\Delta P_t = 5,40 < 10 \text{ psia}$$

Heat Exchanger (E-221)

Fungsi : Untuk mendinginkan fluida dari reaktor dari suhu 90°C menjadi 50°C untuk diumpankan ke filter

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4/\text{jam} = 4,85 \text{ kg} = 10,69 \text{ lb}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{O}_3,3\text{SiO}_2 = 12,88 \text{ kg} = 28,40 \text{ lb}$$

$$\text{Massa SiO}_2/\text{jam} = 162,5 \text{ kg} = 358,25 \text{ lb}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{SO}_4/\text{jam} = 1165,4 \text{ kg} = 2569,27 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 858,69 \text{ kg} = 1.389,13 \text{ lb}$$

Fluida Panas

$$T_1 (T_{in}) = 90^\circ\text{C} = 194 \text{ F}$$

$$T_2 (T_{out}) = 50^\circ\text{C} = 122 \text{ F}$$

Fluida Dingin

$$t_1 (T_{in}) = 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$t_2 (T_{out}) = 50^\circ\text{C} = 122 \text{ F}$$

$$Q \text{ steam} = 129.675,43 \text{ kJ/jam} = 122.909 \text{ Btu/jam}$$

$$W \text{ steam} = 1.540,09 \text{ kg/jam} = 3.395,31 \text{ lb/jam}$$

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Dimana : $\Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2 \quad \Delta T_1 : 72 \text{ F}$

$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1 \quad \Delta T_2 : 36 \text{ F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{36 - 72}{\ln \frac{36}{72}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 51,94 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\ &= (194 - 122) / (122 - 86) \\ &= 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= (122 - 86) / (194 - 86) \\ &= 0,33 \end{aligned}$$

$$F = 0,96 \text{ (Cengel, 2003, Fig 13-18)}$$

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} \times F &= 51,94 \times 0,96 \\ &= 49,86 \end{aligned}$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_2 + T_1}{2} \\ &= \frac{122 + 194}{2} \\ &= 158 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{fluida}} &= 0,0001 \text{ cp (Fig 15, Kern)} \\ &= 0,0003 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Fluida Dingin

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\ &= \frac{122 + 86}{2} \\ &= 104 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0,7 \text{ cp (Fig 14, Kern)}$$

$$= 1,69 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kesimpulan Sementara

$$\text{Tube OD} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in square}$$

$$\text{Shell ID} = 17,25 \text{ in} = 1,44 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Baffle space} = 17,25 \text{ in} = 1,44 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang} = 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$C'' = 0.19 \text{ in} = 0.02 \text{ ft}$$

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

$$N_t = 194 \text{ (Table 9, Kern)}$$

$$a't = 0.182 \text{ in}^2 \text{ (Table 10, Kern)}$$

$$a'surface = 0.1963 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

$$D_e = 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft (Fig 28 Kern)}$$

$$D_i = 0.482 \text{ in} = 0.04 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$a_s = \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144}$$

$$a_s = \frac{17,25 \text{ in} \times 17,25 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144}$$

$$a_s = 0,41 \text{ in}^2 = 0,03 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{a_s}$$

$$G_s = \frac{6.516,56 \text{ lb/jam}}{0,03 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 8.129,02 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = d_e \times G_s \times \mu$$

$$NRe = 0,05 \text{ ft} \times 8.129,02 \text{ lb/hr.ft}^2 / 0,003 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$= 128.475,95$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 200 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,064 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$Cp \text{ Steam} = 1,06 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{1,06 \times 0,003}{0,064}\right)^{1/3}$$

$$= 0,08$$

$$h_o/\phi_s = 200 \times (0,064/0,05) \times 0,08$$

$$= 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Tube

Menghitung Nre

$$at = \frac{Nt \times at'}{n \times 144}$$

$$at = \frac{194 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144}$$

$$at = 0,06 \text{ in}^2 = 0,005 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$Gt = \frac{3.395,31 \text{ lb/jam}}{0,005 \text{ ft}^2}$$

$$Gt = 55.389.73 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = Id \times Gt / \mu$$

$$NRe = 0,482 \text{ ft} \times 55.389.73 \text{ lb/hr.ft}^2 / 1,69 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$= 15.760,24$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 70 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,37 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)}$$

$$Cp \text{ bahan} = 0,99 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,99 \times 1,69}{0,37}\right)^{1/3}$$

$$= 1,64$$

$$hi/\varnothing t = 70 \times (0,37/0,05) \times 1,64$$

$$= 930,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

$$hio/\varnothing t = hi/\varnothing t \times Di/OD$$

$$= 930,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 0,64$$

$$= 597,99 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$tw = tc + \frac{ho/\varnothing s}{hio/\varnothing t + ho/\varnothing s} (Tc - tc)$$

$$tw = 118,71 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu tw

$$\mu_w \text{ fluida} = 0,00012 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ fluida} = 0,00029 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 0,67 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 1,62 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\varnothing s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{0,00029}{0,00029}\right)^{0,14}$$

$$= 1$$

$$\varnothing t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{1,69}{1,62}\right)^{0,14}$$

$$= 1$$

Maka

$$ho = (ho/\varnothing s) \times \varnothing s$$

$$= 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1$$

$$= 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= (h_{io}/\Delta T) \times \Delta T \\ &= 597,99 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,006 \\ &= 601,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= (h_i/\Delta T) \times \Delta T \\ &= 930,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1,006 \\ &= 936,21 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{601,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{601,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} + 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\ &= 163,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\ l &= 0,83 \text{ ft} \\ N_t &= 194 \\ A &= N_t \times l \times a'' \\ &= 194 \times 0,83 \times 0,1963 \\ &= 31,73 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{122.908.59/\text{jam}}{31,73 \text{ ft}^2 \times 49,86 \text{ F}} \end{aligned}$$

$$UD = 77,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 5-125)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{163,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} - 77,67 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{163,27 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 77,77 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 0,003$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$N_{re \text{ shell}} = 128.475,95$$

$$F = 0,004 \text{ (table 29, Kern)}$$

$$S_g = 1 \text{ (Table 6, Kern)}$$

$$N_{re \text{ tube}} = 15.760,24$$

$$F = 0,0002 \text{ (Table 26, Kern)}$$

$$S = 1$$

Number of courses

$$\begin{aligned} N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\ &= \frac{12 \times 0,83}{17,25 \times 2} \\ &= 13,91 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_s &= \frac{0,004 \cdot 8129,02 \cdot 0,83 \cdot 13,91}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 1} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s = 0,0002 \text{ psia}$$

Pressure Drop Tube side

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_i \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_t &= \frac{0,0001 \cdot 55.489,73^2 \cdot 0,83 \cdot 13,91}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t = 0,003 \text{ psia}$$

Dengan data G_t adalah

$$G_t = 55.389,73 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Maka didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$V^2/2g = 0,001$$

$$\Delta P_n = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 4}{1} \times 0,001$$

$$\Delta P_n = 0,016$$

$$\Delta P_t = 0,003 + 0,016$$

$$\Delta P_t = 0,019 < 10 \text{ psia}$$

Heat Exchanger (E-321)

Fungsi : Untuk mendinginkan fluida dari dryer dari suhu 61°C menuju 40°C yang akan diumpankan menuju cyclone

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

$$\text{Massa SiO}_2/\text{jam} = 162,5 \text{ kg} = 358,25 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}/\text{jam} = 120,61 \text{ kg} = 265,89 \text{ lb}$$

Fluida Panas

$$T_1 (T_{in}) = 61^\circ\text{C} = 141,8 \text{ F}$$

$$T_2 (T_{out}) = 40^\circ\text{C} = 104 \text{ F}$$

Fluida Dingin

$$t_1 (T_{in}) = 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$t_2 (T_{out}) = 50^\circ\text{C} = 122 \text{ F}$$

$$Q \text{ steam} = 12.741,36 \text{ kJ/jam} = 12.076,47 \text{ Btu/jam}$$

$$W \text{ steam} = 152,41 \text{ kg/jam} = 336,01 \text{ lb/jam}$$

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\text{Dimana : } \Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2 \quad \Delta T_1 : 19,8 \text{ F}$$

$$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1 \quad \Delta T_2 : 18 \text{ F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{18 - 19,8}{\ln \frac{18}{19,8}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 18,89 \text{ F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$= (141,8 - 104) / (122 - 86)$$

$$= 1,05$$

$$P = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$= (122 - 86) / (141,8 - 86)$$

$$= 0,64$$

$$F = 0,83 \text{ (Cengel, 2003, Fig 13-18)}$$

$$\Delta T_{LMTD} \times F = 18,89 \text{ F} \times 0,83$$

$$= 15,67$$

Menghitung Temperature Kalorik (Tc)

Fluida Panas

$$T_c = \frac{T_2 + T_1}{2}$$

$$= \frac{104 + 141,8}{2}$$

$$= 122,9 \text{ F}$$

$$\mu_{\text{fluida}} = 1,62 \text{ cp (Fig 15, Kern)}$$

$$= 3,92 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Fluida Dingin

$$T_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{122 + 86}{2}$$

$$= 104 \text{ F}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0,7 \text{ cp (Fig 14, Kern)}$$

$$= 1,69 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kesimpulan Sementara

$$\text{Tube OD} = 0.75 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in square}$$

$$\text{Shell ID} = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Baffle space} = 10 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang} = 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$C'' = 0.19 \text{ in} = 0.02 \text{ ft}$$

Berdasarkan Kern hal 841 tabel 9 didapatkan

$$N_t = 47 \text{ (Table 9, Kern)}$$

$$a't = 0.182 \text{ in}^2 \text{ (Table 10, Kern)}$$

$$a'surface = 0.1963 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

$$D_e = 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft (Fig 28 Kern)}$$

$$D_i = 0.482 \text{ in} = 0.04 \text{ ft (Table 10, Kern)}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Shell

Menghitung Nre

$$a_s = \frac{ID_s \times B \times C''}{Pt \times 144}$$

$$a_s = \frac{10 \text{ in} \times 10 \text{ in} \times 0,19 \text{ in}}{0,94 \text{ in}^2 \times 144}$$

$$a_s = 0,06 \text{ in}^2 = 0,005 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{a_s}$$

$$G_s = \frac{624,15 \text{ lb/jam}}{0,005 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 9.460,77 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = d_e \times G_s \times \mu$$

$$NRe = 0,05 \text{ ft} \times 9.460,77 \text{ lb/hr.ft}^2 / 3,92 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$= 110,61$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 7 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,636 \text{ Btu/hr.ft (Table 5, Kern)}$$

$$C_p \text{ fluida} = 0,78 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,78 \times 3,92}{0,064}\right)^{1/3}$$

$$= 1,68$$

$$\begin{aligned} h_o/\Delta T_s &= 7 \times (0,064/0,05) \times 1,68 \\ &= 163,09 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Tube

Menghitung Nre

$$at = \frac{Nt \times at'}{n \times 144}$$

$$at = \frac{47 \times 0,182 \text{ in}^2}{4 \times 144}$$

$$at = 0,01 \text{ in}^2 = 0,001 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$Gt = \frac{336,01 \text{ lb/jam}}{0,001 \text{ ft}^2}$$

$$Gt = 22.625,43 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$NRe = Id \times Gt / \mu$$

$$\begin{aligned} NRe &= 0,482 \text{ ft} \times 22.625,43 \text{ lb lb/hr.ft}^2 / 1,69 \text{ lb/hr ft}^2 \\ &= 15.760,24 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien film perpindahan panas

$$JH = 60 \text{ (Fig 28, Kern)}$$

$$k = 0,37 \text{ Btu/hr.ft (Table 4, Kern)}$$

$$Cp \text{ bahan} = 0,99 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_o = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \Delta T_s$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0,99 \times 1,69}{0,37}\right)^{1/3}$$

$$= 1,64$$

$$h_i/\Delta T_t = 60 \times (0,37/0,05) \times 1,64$$

$$= 797,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

$$h_{io}/\Delta T_t = h_i/\Delta T_t \times D_i/OD$$

$$= 797,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 0,64$$

$$= 512,57 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Perhitungan Temperature Dinding Tube

$$tw = tc + \frac{ho/\phi s}{hio/\phi t + ho/\phi s} (Tc - tc)$$

$$tw = 108,56 \text{ F}$$

Mencari μ_w didapatkan dari suhu tw

$$\mu_w \text{ fluida} = 1,62 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ fluida} = 3,92 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 0,7 \text{ cp}$$

$$\mu_w \text{ bahan} = 1,69 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \phi_s &= \left(\frac{\mu_s}{\mu_w \text{ steam}} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{1,62}{1,62} \right)^{0,14} \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \phi_t &= \left(\frac{\mu_t}{\mu_w \text{ bahan}} \right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{1,69}{1,69} \right)^{0,14} \\ &= 1 \end{aligned}$$

Maka

$$\begin{aligned} ho &= (ho/\phi_s) \times \phi_s \\ &= 224,08 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1 \\ &= 163,09 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= (hio/\phi_t) \times \phi_t \\ &= 597,99 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1 \\ &= 512,57 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hi &= (hi/\phi_t) \times \phi_t \\ &= 930,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 1 \\ &= 797,56 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{512,57 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 163,09 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{512,57 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} + 163,09 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 123,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Design Overall Heat Transfer Coefficient (UD)

$$\begin{aligned}
 UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 A &= N_t \times l \times a'' \\
 a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\
 l &= 0,83 \text{ ft} \\
 N_t &= 47 \\
 A &= N_t \times l \times a'' \\
 &= 47 \times 0,83 \times 0,1963 \\
 &= 9,82 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= \frac{12076,47/\text{jam}}{9,82 \text{ ft}^2 \times 15,67 \text{ F}}
 \end{aligned}$$

$$UD = 78,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

(Nilai UD sesuai dengan Kern Table 8, nilai UD 5-125)

Evaluasi Rd (Dirt Factor)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{123,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} - 78,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}}{123,72 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \times 78,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 0,003
 \end{aligned}$$

Perhitungan Pressure Drop

Bilangan Reynold digunakan untuk mencari data f dan s

$$\begin{aligned}
 N_{re \text{ shell}} &= 110,61 \\
 F &= 0,005 \text{ (table 29, Kern)} \\
 S_g &= 2,2 \text{ (Table 6, Kern)} \\
 N_{re \text{ tube}} &= 6.437,70
 \end{aligned}$$

$$F = 0,0002 \text{ (Table 26, Kern)}$$

$$S = 1$$

Number of courses

$$\begin{aligned} N + 1 &= \frac{12 \times l}{B \times n} \\ &= \frac{12 \times 0,83}{10 \times 2} \\ &= 24 \end{aligned}$$

Pressure Drop Shell side

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_s &= \frac{0,005 \cdot 9460,77 \cdot 0,83 \cdot 24}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,05 \cdot 2,2} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s = 0,0001 \text{ psia}$$

Pressure Drop Tube side

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_i \cdot s \cdot \phi_s} \\ \Delta P_t &= \frac{0,0002 \cdot 22.625,43^2 \cdot 0,83 \cdot 24}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,04 \cdot 1} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t = 0,001 \text{ psia}$$

Dengan data Gt adalah

$$Gt = 22.625,43 \text{ lb.jam.ft}^2$$

Makan didapatkan nilai $V^2/2g'$ sebesar (Fig 27, Kern)

$$V^2/2g = 0,001$$

$$\Delta P_n = \frac{4n \times V^2}{s \times 2g'}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 4}{1} \times 0,001$$

$$\Delta P_n = 0,016$$

$$\Delta P_t = 0,001 + 0,016$$

$$\Delta P_t = 0,017 < 10 \text{ psia}$$

Dryer (B-310)

Fungsi : Untuk mengeringkan cake yang masih basah dari hasil filtrasi

Bentuk : Counter current direct contact rotary dryer

Massa udara panas = 3.976,21 kg

Massa bahan = 48.860,27 kg

Fluida Panas

T1 (T_{in}) = 393 K

T2 (T_{out}) = 354 K

Fluida Dingin

t1 (T_{in}) = 323 K

t2 (T_{out}) = 363 K

Mencari LMTD (log mean temperature difference)

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Dimana : $\Delta T_1 = \Delta T \text{ panas} = T_1 - t_2$ $\Delta T_1 : 30 \text{ F}$

$\Delta T_2 = \Delta T \text{ dingin} = T_2 - t_1$ $\Delta T_2 : 31 \text{ F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{31 - 30}{\ln \frac{31}{30}}$$

$\Delta T \text{ LMTD} = 30,5 \text{ K}$

Menghitung Area Drum (A)

$$A = \frac{m}{G}$$

Keterangan

A = Area yang dilewati padatan (m²)

m = laju udara (kg/s)

G = Kecepatan udara (kg/s.m²)

Diketahui

Laju udara = 3976,21 kg/jam

Kecepatan udara = 3 kg/s.m²

$$A = \frac{m}{G}$$

$$A = \frac{3976,21 \text{ kg/jam}}{3 \text{ kg/s.m}^2 \times 3600 \text{ s}}$$

$$A = 0,37 \text{ m}^2$$

$$\text{Jika nilai } A = \frac{\pi}{4} D^2$$

Maka nilai dari D adalah

$$2,21 = \frac{3,14}{4} 0,37 \text{ m}^2$$

$$D^2 = 0,47 \text{ m}^2$$

$$D = 0,68 \text{ m}$$

Perhitungan Koefisien Volumetrik Perpindahan Panas Total (U_{va})

$$U_{va} = \frac{240 \times G^{0,67}}{D} \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-10 hal 132})$$

Keterangan

U_{va} = Koefisien volumetrik perpindahan panas total ($\text{J/s.m}^3 \cdot \text{K}$)

D = Diameter dryer (m)

G = kecepatan gas (kg/s.m^2)

Asumsi nilai G = 3 kg/s.m^2 (nilai G adalah $0,5-5 \text{ kg/s.m}^2$ berdasarkan Ulrich, Table 4-10)

$$U_{va} = \frac{240 \times 3^{0,67}}{1,67}$$

$$U_{va} = 731,97 \text{ J/s.m}^3 \cdot \text{K}$$

Perhitungan Panjang Rotary Drum (L)

$$Q = U_{va} \times V_{\text{dryer}} \times (\text{Perry hal 12-75, eq 12-100})$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times L$$

Keterangan

Q = Laju perpindahan panas total (J/s)

V_{dryer} = Volum dryer (m^3)

ΔT_{LMTD} = Log mean temperature difference (K)

U_{va} = Koefisien volumetrik perpindahan panas total ($\text{J/s.m}^3 \cdot \text{K}$)

D = Diameter dryer (m)

L = Panjang dryer (m)

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times L$$

$$V = \frac{3,14}{4} 0,68^2 \times L$$

$$V = 0,37 L$$

Melalui neraca panas nilai Q adalah sebesar 85.409 kJ.jam = 23.725,72 J/s

Maka nilai L dapat diketahui dengan persamaan berikut

$$Q = U_a \times V_{\text{dryer}} \times (\text{Perry hal 12-75, eq 12-100})$$

$$Q = 731,96 \times 0,37L \times 30,5$$

$$23.724,72 \text{ J/s} = 9218,61 L$$

$$L = 2,88 \text{ m}$$

$$L/D = 2,88 / 0,68$$

$$L/D = 4,21 \text{ (memenuhi range)}$$

Berdasarkan Ulrich tabel 4-10, nilai L/D dryer antara 4-6

Perhitungan Putaran Rotary Dryer (N)

$$N = \frac{V}{\pi \times D}$$

Keterangan N = Kecepatan putaran rotary dryer (rpm)

V = Kecepatan peripheral (ft/min)

D = Diameter Dryer (ft)

Nilai V sesuai Perry hal 12-56 adalah berkisar antara 0,25 – 0,5 m/s

$$\text{Asumsi V} = 0,3 \text{ m/s}$$

$$= 59,05 \text{ ft/min}$$

$$D = 0,68 \text{ m}$$

$$= 2,24 \text{ ft}$$

$$N = \frac{V}{\pi \times D}$$

$$N = \frac{59,05 \text{ ft/min}}{3,14 \times 2,24 \text{ ft}}$$

$$N = 8,37 \text{ rpm}$$

Perhitungan Flight Dryer

Jenis flight (1 circle) = 45° lip flight (Perry 7th ed, hal 12-53)

Panjang flight = 0,6 -2 m (Perry 7th ed, hal 12-54)
 Jumlah flight 1 circle = 2,4 ~ 3 D (Perry 7th ed, hal 12-54)
 Range tinggi flight = 1/12~1/18 (Perry 7th ed, hal 12-56)
 Asumsi tinggi = 1/8 D
 = 1/8 x 0,68
 = 0,08 m
 Jumlah flight = 3 D
 = 3 x 0,68
 = 2,06 digunakan 3 flight
 Panjang flight = 2 m
 Total circle = $\frac{\text{panjang drum}}{\text{panjang flight}}$
 = $\frac{2,89}{2}$
 = 1,44 digunakan 2 circle
 Total flight = total circle x jumlah flight
 = 2 x 3
 = 10 buah

Perhitungan Waktu Tinggal (θ)

$$\theta = \frac{0,233 L}{SN^{0,9}D} \pm 0,6 \frac{BLG}{F} \quad (\text{Perry, hal 12-55})$$

$$B = 5 (Dp)^{-0,5}$$

Counter current tanda \pm memiliki nilai positif +

Keterangan

θ	=	Waktu tinggal (min)
L	=	Panjang dryer (ft)
S	=	Slope (ft/ft)
N	=	Kecepatan (r/min)
D	=	Diameter dryer (ft)
B	=	Konstanta material

$$\begin{aligned}
 F &= \text{Laju feed (lb/jam.ft}^2\text{)} \\
 D_p &= \text{Diameter partikel rata-rata } (\mu\text{m}) \\
 G &= \text{Kecepatan gas (kg/s.m}^2\text{)} \\
 D_p \text{ SiO}_2 &= 350 \text{ rpm} \\
 B &= 4 \times 3500^{-0,5} \\
 &= 0,27
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{\text{Mass flow}}{\text{A dryer}} \\
 F &= \frac{48860,27 \text{ kg/jam}}{0,36 \text{ m}^2}
 \end{aligned}$$

$$F = 132.712 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$F = 27.181,56 \text{ ;g/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Slopes (s)} &= 0 \sim 8 \text{ cm/m (Perry, hal 12-56)} \\
 &= 1 \text{ cm/m} \\
 &= 0,33 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G &= 3 \text{ kg/s.m}^2 \\
 &= 2212,014 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$N = 8,36 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \frac{0,233 \times 9,47}{0,03 \times 8,37^{0,92,24}} \pm 0,6 \frac{0,26 \times 9,47 \times 2212,01}{27.181,56} \\
 &= 4,55 \text{ menit} \\
 &= 5 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Sudut Rotary Dryer (α)

$$\text{Slopes (S)} = 1 \text{ cm/m (Perry 7th ed, hal 12-56)}$$

$$\text{Panjang dryer} = 2.89 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Slope aktual} &= 1 \times 2.886706265 \\
 &= 2.89 \text{ cm} \\
 &= 0.0289 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \operatorname{tg} \alpha &= 0.029 \\ \alpha &= 3.00^\circ \\ \operatorname{tg} (3) &= 0.0524 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Shell Dryer

Bahan konstruksi = SA-53 Grade B (Brownell & Young, 1059; Hal 335)

f allowance = 9000 lb/in²

Efficiency = 80% (lap welded joint)

c = 0.25 in

H/D = 0.3 (Perry 8th ed, Tabel 10-59, hal 10-14)

$$\begin{aligned} H &= 0.3 \times 2.245822825 \\ &= 0.6737 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$P_B = \frac{r \rho_B (g/gc)}{2\mu k'} (1e^{(-2.\mu.k'Zt/r)})$$

Keterangan :

PB = Tekanan vertikal pada dasar (psi)

r = Jar-jari dryer (ft)

ρ_B = Bulk density bahan (lb/ft³)

Zt = Tinggi bahan dalam dryer (ft)

= Asumsi adalah 15% dari tinggi dryer (Perry 7th ed, hal 12-55)

μ = Koefisien gesek (range: 0,35-0,55) (Mc Cabe, hal 299)

k' = Rasio tekanan normal (range: 0,35-0,6) (Mc Cabe, eq. 26-17)

Data

$$k' = \frac{1 - \sin \alpha}{1 + \sin \alpha}$$

$$k' = \frac{1 - 0,05}{1 + 0,05}$$

$$k' = 0,9$$

$$\mu = 0,4$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ silicon dioksida} &= 2650 \text{ kg/m}^3 \\ &= 165,43 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$r = \frac{2,24}{2}$$

$$= 1,13 \text{ ft}$$

$$ZT = 0,33 \text{ ft}$$

$$P_B = \frac{r \rho B (g/gc)}{2\mu k'} (1e^{(-2.\mu.k'Zt/r)})$$

$$P_B = \frac{1,12 \cdot 165,43 \cdot 0,99}{2 \cdot 0,4 \cdot 0,90} (1e^{(-2 \cdot 0,4 \cdot 0,90 \cdot 0,33/1,13)})$$

$$P_B = 49,84 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_B = 0,34 \text{ psi}$$

Tekanan Lateral

$$PL = k' \cdot P_B$$

$$= 0,900533749 \cdot 0,346168475$$

$$= 0,311736394 \text{ psi}$$

$$P \text{ operasi} = P_B + PL$$

$$= 0,346168475 + 0,311736394$$

$$= 0,657904869 \text{ Psi}$$

$$\text{Safety factor} = 1,1$$

$$P \text{ operasi safety} = 1,1 \cdot 0,657904869$$

$$= 0,7237 \text{ Psi}$$

$$= 104,21 \text{ lb/ft}^2$$

$$t \text{ shell} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + C \quad (\text{Brownel n Young, Hal 45 eq 3,16})$$

Keterangan :

P operasi = Tekanan inside (lb/in²)

D = Diameter dryer (in)

f = allowable working stress (lb/in²)

E = Efficiency joint (%)

c = corrosion allowance (in)

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 104.21 \text{ lb/in}^2 \\
 D &= 26.95 \text{ in} \\
 t \text{ shell} &= \frac{104 \times 26.94}{2 \times 9000 \times 80\%} + 0.25 \\
 t \text{ shell} &= 0.44 \text{ in} \\
 &= 0.01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Isolasi Dryer

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal batu isolasi} &= 6 \text{ in (Perry 7}^{\text{th}} \text{ ed, hal 12-53)} \\
 \text{Diameter dalam} &= 2.24 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar} &= 2.24 + \frac{2 \times 0.44}{12} \\
 \text{Diameter luar} &= 2.32 \text{ ft} \\
 \text{Diameter isolasi} &= 2.32 + \frac{2 \times 6}{12} \\
 \text{Diameter isolasi} &= 3.31 \text{ ft} \\
 &= 1.01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Power Dryer (Hp)

$$\begin{aligned}
 H_p &= 0.5 D^2 \sim 1 D^2 \\
 D &= 2.24 \text{ ft} \\
 \text{Asumsi } h_p &= 0.75 D^2 \\
 &= 0.75 \times 2.24^2 \\
 &= 3.78 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Belt Conveyer (J-311)

Fungsi : Mengangkut SiO₂ ke dryer
 Type : Troughed belt conveyer with rolls of equal length
 Dasar Pemilihan : Cocok untuk memindahkan material berupa padatan

Kapasitas Conveyer

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Massa} &= \text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2 + \text{SiO}_2 \\
 &= 12.88 \text{ kg/jam} + 1625 \text{ kg/jam} \\
 &= 1637.88 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 120\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Conveyer} &= 1965,456\text{kg/jam} \\ &= 1,965456 \text{ ton/jam}\end{aligned}$$

Spesifikasi Conveyor J-351

Spesifikasi conveyer berdasarkan kapasitas didapatkan dari Perry 7th ed, Table 21-7, Hal 21-11

$$\text{Untuk Kapasitas} = 1,965456 \text{ ton/jam}$$

Maka dipilih spesifikasi conveyer sebagai berikut

$$\text{Kapasitas maksimum} = 32 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Kecepatan Belt} = 100 \text{ ft/jam} = 30,5 \text{ m/min}$$

$$\text{Lebar Belt} = 14,00 \text{ in} = 1,17 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal belt} = 3,00 \text{ in} = 0,25 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Belt} = 10,00 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$\text{Power Tripper} = 2,00 \text{ HP}$$

$$\text{Rasio HP/10ft} = 0,34$$

$$\text{Sudut elevasi} = 20^\circ$$

$$\text{Power} = \frac{\text{panjang}}{10} \times 0,34$$

$$= \frac{32,8}{10} \times 0,34$$

$$= 1,115 \text{ hp}$$

$$\text{Total Power} = \text{Power conveyer} + \text{Tripper}$$

$$\text{Total Power} = 1,115 + 2$$

$$= 3,12 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor penggerak} = \frac{32,8}{80\%}$$

$$= 3,894 \text{ hp}$$

Spesifikasi Conveyor

Nama : Belt Conveyor J-223
 Fungsi : Mengangkut SiO₂ ke dryer
 Type : Troughed belt conveyor with rolls of equal length
 Kapasitas : 1965,456 kg/jam
 Kecepatan belt : 30,5 ft/min
 Lebar Belt : 1,17 ft
 Tebal belt : 0,25 ft
 Panjang Belt : 32,81 ft
 Sudut Elevasi : 20°
 Power : 3,894 hp
 Jumlah : 1
 Harga 2014 : 11700 \$ Belt, closed w/ walkway, short
 Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$E_x = E_y \cdot N_x/N_y$$

Dimana:

E_x = Harga Pembelian alat pada tahun 2027

E_y = Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi

N_x = Index Harga tahun 2025

N_y = Index Harga pada tahun referensi 2014

$$E_x = 12182,16549 \$$$

Belt Conveyer (J-311)

Fungsi : Mengangkut SiO₂ ke ball mill

Type : Troughed belt conveyer with rolls of equal length

Dasar Pemilihan : Cocok untuk memindahkan material berupa padatan

Kapasitas Conveyer

$$\begin{aligned} \text{Laju Massa} &= \text{SiO}_2 + \text{H}_2\text{O} \\ &= 1625 \text{ kg/jam} + 1,48 \text{ kg/jam} \\ &= 1637,88 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 120\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Conveyer} &= 1965,456 \text{ kg/jam} \\ &= 1,965456 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Conveyer J-361

Spesifikasi conveyer berdasarkan kapasitas didapatkan dari Perry 7th ed, Table 21-7,

Hal 21-11

Untuk Kapasitas	= 1,965456 ton/jam
Maka dipilih spesifikasi conveyer sebagai berikut	
Kapasitas maksimum	= 32 ton/jam
Kecepatan Belt	= 100 ft/jam = 30,5m/min
Lebar Belt	= 14,00 in = 1,17 ft
Tebal belt	= 3,00 in = 0,25 ft
Panjang Belt	= 10,00 m = 32,81 ft
Power Tripper	= 2,00 HP
Rasio HP/10ft	= 0,34
Sudut elevasi	= 20°
Power	= $\frac{\text{panjang}}{10} \times 0,34$
	= $\frac{32,8}{10} \times 0,34$
	= 1,115 hp
Total Power	= Power conveyer + Tripper
Total Power	= 1,115 + 2
	= 3,12 hp
Efisiensi motor	= 80% (Peters & Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)
Power motor penggerak	= $\frac{3,12}{80\%}$
	= 3,894 hp

Spesifikasi Conveyer

Nama	: Belt Conveyer J-223
Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke ball mill
Type	: Troughed belt conveyer with rolls of equal length
Kapasitas	: 1965,456 kg/jam
Kecepatan belt	: 30,5 ft/min
Lebar Belt	: 1,17 ft
Tebal belt	: 0,25 ft

Panjang Belt : 32,81 ft
 Sudut Elevasi : 20°
 Power : 3,894 hp
 Jumlah : 1
 Harga 2014 : 11700 \$ Belt, closed w/ walkway, short
 Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$\text{Ex} = \text{Ey} \quad \text{Nx/Ny}$$

Dimana:

Ex	= Harga Pembelian alat pada tahun 2027
Ey	= Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi
Nx	= Index Harga tahun 2025
Ny	= Index Harga pada tahun referensi 2014
Ex	= 12182,16549 \$

BELT CONVEYER (J-311)

Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke screen
Type	: Troughed belt conveyer with rolls of equal length
Dasar Pemilihan	: Cocok untuk memindahkan material berupa padatan

Kapasitas Conveyer

Laju Massa	= SiO ₂ + H ₂ O
	= 1625 kg/jam + 1,48kg/jam
	= 1637,88kg/jam
Faktor keamanan	= 120%
Kapasitas Conveyer	= 1965,456kg/jam
	= 1,965456 ton/jam

Spesifikasi Conveyor

Spesifikasi conveyor berdasarkan kapasitas didapatkan dari Perry 7th ed, Table 21-7, Hal 21-11

Untuk Kapasitas	= 1,965456 ton/jam
Maka dipilih spesifikasi conveyor sebagai berikut	
Kapasitas maksimum	= 32 ton/jam
Kecepatan Belt	= 100 ft/jam = 30,5m/min
Lebar Belt	= 14,00 in = 1,17 ft
Tebal belt	= 3,00 in = 0,25 ft
Panjang Belt	= 10,00 m = 32,81 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Power Tripper} &= 2,00 \text{ HP} \\
 \text{Rasio HP/10ft} &= 0,34 \\
 \text{Sudut elevasi} &= 20^\circ \\
 \text{Power} &= \frac{\text{panjang}}{10} \times 0,34 \\
 &= \frac{32,8}{10} \times 0,34 \\
 &= 1,115 \text{ hp} \\
 \text{Total Power} &= \text{Power conveyor} + \text{Tripper} \\
 \text{Total Power} &= 1,115 + 2 \\
 &= 3,12 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)} \\
 \text{Power motor penggerak} &= \frac{32,8}{80\%} \\
 &= 3,894 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Conveyor

Nama	: Belt Conveyor J-223
Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke screen
Type	: Troughed belt conveyor with rolls of equal length
Kapasitas	: 1965,456 kg/jam
Kecepatan belt	: 30,5 ft/min
Lebar Belt	: 1,17 ft
Tebal belt	: 0,25 ft
Panjang Belt	: 32,81 ft
Sudut Elevasi	: 20°
Power	: 3,894 hp
Jumlah	: 1
Harga 2014	: 11700 \$ Belt, closed w/ walkway, short
Index Harga 2013-2020	

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$E_x = E_y \cdot N_x/N_y$$

Dimana:

$$E_x = \text{Harga Pembelian alat pada tahun 2027}$$

$$E_y = \text{Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi}$$

$$N_x = \text{Index Harga tahun 2025}$$

$$N_y = \text{Index Harga pada tahun referensi 2014}$$

$$E_x = 12182,16549 \$$$

BELT CONVEYER (J-311)

Fungsi : Mengangkut SiO₂ ke silo

Type : Troughed belt conveyor with rolls of equal length
 Dasar Pemilihan : Cocok untuk memindahkan material berupa padatan

Kapasitas Conveyer

Laju Massa = SiO₂ + H₂O
 = 1625 kg/jam + 1,48kg/jam
 = 1637,88kg/jam

Faktor keamanan = 120%

Kapasitas Conveyer = 1965,456kg/jam
 = 1,965456 ton/jam

Ny = Index Harga pada tahun referensi 2014

Ex = 12182,16549 \$

Spesifikasi Conveyer J-381

Spesifikasi conveyer berdasarkan kapasitas didapatkan dari Perry 7th ed, Table 21-7, Hal 21-11

Untuk Kapasitas = 1,965456 ton/jam

Maka dipilih spesifikasi conveyer sebagai berikut

Kapasitas maksimum = 32 ton/jam

Kecepatan Belt = 100 ft/jam = 30,5m/min

Lebar Belt = 14,00 in = 1,17 ft

Tebal belt = 3,00 in = 0,25 ft

Panjang Belt = 10,00 m = 32,81 ft

Power Tripper = 2,00 HP

Rasio HP/10ft = 0,34

Sudut elevasi = 20°

Power = $\frac{\text{panjang}}{10} \times 0,34$
 = $\frac{32,8}{10} \times 0,34$

$$\begin{aligned}
 &= 1,115 \text{ hp} \\
 \text{Total Power} &= \text{Power conveyor} + \text{Tripper} \\
 \text{Total Power} &= 1,115 + 2 \\
 &= 3,12 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)} \\
 \text{Power motor penggerak} &= \frac{32,8}{80\%} \\
 &= 3,894 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Conveyor

Nama	: Belt Conveyor J-223
Fungsi	: Mengangkut SiO ₂ ke silo
Type	: Troughed belt conveyor with rolls of equal length
Kapasitas	: 1965,456 kg/jam
Kecepatan belt	: 30,5 ft/min
Lebar Belt	: 1,17 ft
Tebal belt	: 0,25 ft
Panjang Belt	: 32,81 ft
Sudut Elevasi	: 20°
Power	: 3,894 hp
Jumlah	: 1
Harga 2014	: 11700 \$ Belt, closed w/ walkway, short
Index Harga 2013-2020	

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278

2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$E_x = E_y \quad N_x/N_y$$

Dimana:

$$E_x = \text{Harga Pembelian alat pada tahun 2027}$$

$$E_y = \text{Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi}$$

$$N_x = \text{Index Harga tahun 2025}$$

$$N_y = \text{Index Harga pada tahun referensi 2014}$$

$$E_x = 12182,16549 \$$$

ROTARY FILTER H-220

Filter

Fungsi : Untuk memisahkan Bahan Baku ($H_2SO_4+Na_2O_3.3SiO_2$) dengan Produk (SiO_2)

Tipe : Rotary vacuum filter

Dasar Pemilihan : Cocok dalam penggunaan proses yang kontinyu

Viskositas air 30 C = 0,8007 cp

T in = 303,15 K 30C

T out = 303,15 K

Massa slurry = 17,73 kg/jam

Massa filtrate = 1802,27 kg/jam

Massa solid = 1784,54 kg/jam

Menghitung densitas dan viskositas dari filtrate (Arus 7)

Komponen	Massa (kg)	Densitas (kg/m ³)	V (L)	V (m ³)
Air	14,77	620	0,0238226	2,38226E-05
SiO ₂	1787,5	2196	0,81398	0,00081398
Total	1802,27	2151187,07	0,8378025	0,000837803

Densitas air 30 C = 0,9957 kg/l

Densitas filtrate = 2151,187 kg/l
 = 2151187,070 kg/m³
 = 134294,222 lb/ft³

$\Phi_s = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa air dalam larutan}} = \frac{1787,5000}{14,7700} = 212,022343$

Viskositas filtrate = $\frac{(1+0,5fs) \times \mu_l}{(1-fs)^4} = 0,000$ cp = 1,5949E-10m³/s
 = 1,07171E-10 lb/ft.s

Menghitung densitas residu (Arus 8)

Komponen	Massa (kg)	Densitas (kg/s)	V (L)	V (m ³)	X mass
H ₂ SO ₄	4,85	1800	0,00269	0,0000026944	0,002012899
Na ₂ O ₃ .3SiO ₂	12,88	1350	0,00954	0,0000095407	0,005345596
Na ₂ SO ₄	1165,40	1350	0,86326	0,0008632593	0,48367684
H ₂ O	1226,33	620	1,97795	0,0019779516	0,508964664
Total	2409,46	844403,557	2,85345	0,0028534461	1,00

Densitas residu = 844,4035568 kg/l
 = 844403,557 kg/m³
 = 52714,392 lb/ft³

Rate volumetric filtrate = $\frac{1802,27}{2151187,070}$
 = 0,000837803 m³/jam
 = 2,32723E-07 m³/s

$$\begin{aligned}
 &= 0,232722929 \text{ cm}^3/\text{s} \\
 \text{Rate volumetric residu} &= \frac{2409,46}{844403,5568} \quad 1,02535\text{E-}06 \\
 &= 0,002853446 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 7,92624\text{E-}07 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,792623905 \text{ cm}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi (Brown, 1951; Tabel 26, hal 214)

$$\text{Porositas cake } (\epsilon) = 0,4$$

$$\text{Sphericity} = 0,877$$

$$\frac{\text{Void}}{\text{Solid}} = \frac{0,4}{0,6} = 0,666666667$$

$$\frac{\text{Cake}}{\text{Solid}} = \frac{1}{0,6} = 1,666666667$$

Permeabilitas cake (K) (Brown, 1951; Pers 172 hal 217)

$$K = \frac{g_c \cdot D_p^2 \cdot F_{Re}}{32 \cdot F_f}$$

Keterangan

$$K = \text{Permeabilitas cake, ft}^3/\text{s}^2$$

$$g_c = \text{Gaya gravitasi, ft/s}^2$$

$$D_p = \text{Diameter partikel, ft}$$

$$F_{Re} = \text{Bilangan Reynold}$$

$$F_f = \text{Fraktor friksi}$$

$$g_c = 32,1739 \text{ ft/s}^2$$

$$D_p = 30 \text{ } \mu\text{m} \text{ karena FG } 2,4 \text{ nm}$$

$$= 0,000098424 \text{ ft}$$

$$F_f = 1900 \text{ (Brown, 1951; Fig. 220, hal 212)}$$

$$F_{Re} = 48 \text{ (Brown, 1951; Fig. 219, hal 211)}$$

$$= 0,000098424$$

$$K = \frac{32,1739 \times 4^2 \times 48}{32 \times 1900}$$

$$= \frac{1,49605}{60800}$$

$$= 0,00000000025 \text{ ft}^3/\text{s}^2$$

Konstan Filtrasi (Cv) (Brown, 1951; Pers 192 hal 243)

$$Cv = \frac{\mu \cdot \rho \cdot x}{2K[\rho_s(1-x)(1-X) - x \cdot \rho \cdot X]}$$

Keterangan

μ	= Viskositas filtrat (lb/ft.s)
ρ	= Densitas filtrat (lb/ft ³)
x	= Kadar padatan pada slurry
X	= Porositas
K	= Permeabilitas cake (ft ³ /s ²)
ρ_s	= Densitas padatan (lb/ft ³)

$$\text{Kadar padatan (x)} = 0,0053456 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,0053456$$

$$\mu \cdot \rho \cdot x = \frac{1,072E-10 \times 134294,2216 \times 0,005345596}{7,694E-08 \text{ lb}^2/\text{ft}^4\text{s}}$$

$$\rho_s(1-x)(1-X) = \frac{52714,392 \times 0,994654404 \times 0,6}{31459,561 \text{ lb}/\text{ft}^3}$$

$$X \cdot \rho \cdot x = \frac{0,4 \times 134294,2216 \times 1,07171E-10}{5,757E-061 \text{ lb}/\text{ft}^3}$$

$$Cv = \frac{7,694E-08}{2 \cdot 2,46061E-10 \times 31459,56126}$$

$$= 0,0049694 \text{ lb}/\text{ft}^4\text{s}$$

$$= 2,612E-09 \text{ kg}/\text{cm}^4\text{s}$$

Waktu Filtrasi (t)

$$t = \frac{Cv \cdot V^2}{A^2(-\Delta P)}$$

Keterangan =

t = Waktu filtrasi (s)

$-\Delta P$ = Pessure drop (kg/cm²)

A = Luas filter (cm²)

Cv = Tetapan filtrasi (kg/cm⁴s)
 V = Volume filtrat (cm³/cm² luas filter) 1Cm² Luas cake, volume cake adalah 5cm³

Pressure drop (-ΔP) = 5 psi
 = 0,351535 kg/cm²
 = 720 lb/ft²

Solid = Kadar cake x basis
 = 0,0053456 x 17,73 gram
 = 0,0947774 gram

Volume Solid = $\frac{0,0947774}{844,40356}$
 = 0,0001122 cm³

Volume cake = $\frac{\text{cake}}{\text{solid}} \times \text{volume solid}$
 = 1,6666667 x 0,000112242
 = 0,0001871 cm³

Volume cairan = Basis – Solid
 = 17,73 - 0,000112242
 = 17,729888 cm³

Volume cairan cake = $\frac{\text{void}}{\text{cake}} \times \text{volume solid}$
 = 0,6666667 x 0,000112242
 = 7,483E-05 cm³

Filtrat tertampung = 17,729888
 = 17,729813 cm³

Ketebalan cake = 5 cm
 = 0,164042 ft

Volume filtrate per luas cake = $\frac{5 \text{ cm} \times 17,72981293 \text{ cm}^3/\text{s}}{0,0001871 \text{ cm}^3/\text{s}}$

$$\begin{aligned}
 t &= 2,612\text{E-}09 \times 473882,4054^2 \\
 &= 1^2 \times 0,351535 \\
 &= 1668,329754 \text{ s} \\
 &= 27,8054959 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Submerge} &= t.N \\
 0,2 &= 1668,3298 \text{ N} \\
 N &= \frac{0,2}{1668,3298} \text{ N} \\
 &= 0,0001199 \text{ rps} \\
 &= 0,0071928 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu 1 siklus} &= \frac{60 \text{ detik}}{N} \\
 &= \frac{60 \text{ detik}}{0,0071928} \\
 &= 8341,6488 \text{ s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu deposisi} &= 0,2 \times 8341,648769 \\
 &= 1668,3298 \text{ s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ketebalan cake} &= 13 \text{ cm} \\
 &= 0,13\text{m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ketebalan cake} &= \frac{C}{\rho_s(1-X)} \times \frac{V_f}{A} \\
 0,13 &= \frac{0,005345596}{506642,1341} \times \frac{0,000837803}{A}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{8,83968\text{E-}12}{0,13} \\
 &= 6,79975\text{E-}11 \text{ m}^2 \\
 &= 6,79975\text{E-}07 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Panjang Filter (L)

$$\begin{aligned}
 Z &= \frac{2,61162\text{E-}09 \times 1941,2929342}{1668,329754 \times 0,351535} \\
 &= 1,67819\text{E-}05
 \end{aligned}$$

$$A = 0,004096571 \text{ cm}^2$$

$$= 4,40951E-06 \text{ ft}^2$$

Panjang Filter

Diameter Drum = $2L$

$$A = \pi \cdot D \cdot L$$

$$A = \pi \cdot 2L \cdot L$$

$$A = \pi \cdot 2L^2$$

$$L^2 = \frac{A}{\pi \cdot 2}$$

$$= \frac{4,40951E-06}{6,285714286}$$

$$= 7,01513E-07 \text{ ft}^2$$

$$L = 0,000837564 \text{ ft}$$

$$D = 0,001675128 \text{ ft}$$

Sumberge = $0,2 \times 360^\circ$

Sudut Pencelupan = $0,2$

$$= 72^\circ$$

Harga 2014 = 108000\$ rotary

Harga 2014 = 108000\$ rotary

Index Harga 2013-2020

Tahun	Tahun	Tahun
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823

RATA RATA		0,007706518
-----------	--	-------------

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$E_x = E_y \quad N_x/N_y$$

Dimana:

$$E_x = \text{Harga Pembelian alat pada tahun 2027}$$

$$E_y = \text{Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi}$$

$$N_x = \text{Index Harga tahun 2025}$$

$$N_y = \text{Index Harga pada tahun referensi 2014}$$

$$E_x = 112450,7583\$$$

POMPA CENTRIFUGAL (L-122) L112

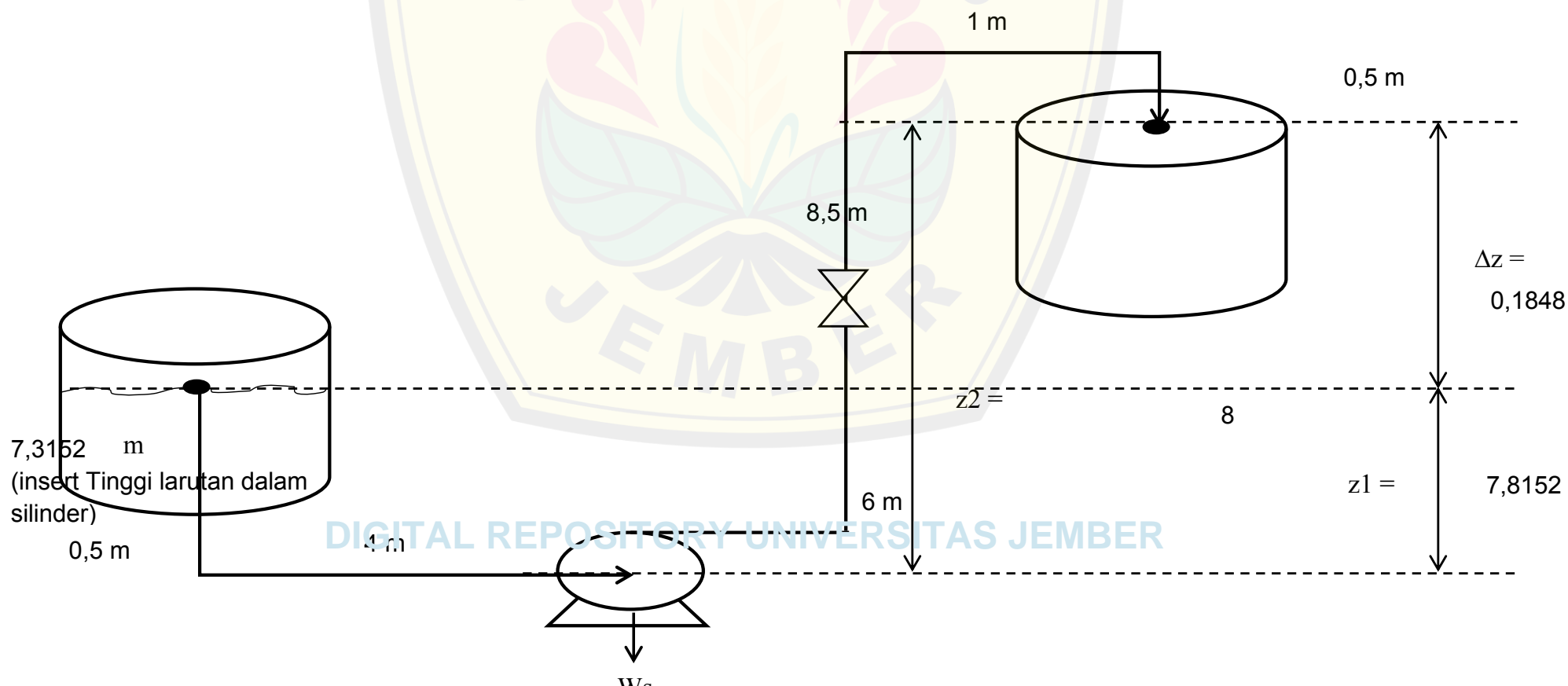
Fungsi : Memompa H₂SO₄ + H₂O ke Mixer (M-120)

Tiper : Centrifugal Pump

Titik referensi:

Titik 1 : Permukaan liquid di tangka pengenceran F-110

Titik 2 : Permukaan liquid di tangka hidrolisis Mixer (M-120)



Komponen	Massa (Kg)	ρ (kg/L)	V (L)
H ₂ SO ₄	28943,2174	1,8	16079,5652
H ₂ O	590,677906	0,9957	593,2288
Total	29534		16672,7940

$$\text{Densitas air } 30^\circ\text{C} = 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$\text{Densitas larutan} = \frac{\text{Massa Total}}{\text{Volume Total}}$$

$$= \frac{29533,90}{16672,79}$$

$$= 1,7714 \text{ kg/L} = 1771,38 \text{ kg/m}^3$$

$$= 110,35 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume} = 16672,8 \text{ L/jam}$$

$$= 0,1636 \text{ Ft}^3/\text{s}$$

$$F_s = \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} = \frac{28943}{590,6779058} = 49$$

$$m \text{ larutan (mm)} = \frac{(1+0,5f_s) \times ml}{(1-f_s)^4} \text{ (Perry 4th, persamaan 3-98 hal 3-247)}$$

$$= 0,0000 \text{ Cp}$$

$$= 0,0000 \text{ lb}_m/\text{ft.s}$$

Dasar Perencanaan:

$$T \text{ bahan masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\rho \text{ air suhu } 30^\circ\text{C} = 0,9957 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8th ed, Table 2-30)}$$

$$\mu \text{ air suhu } 30^\circ\text{C} = 0,8007 \text{ cP (Perry 8th ed, Table 2-305)}$$

$$= 0,000801 \text{ kg/m s}$$

$$\text{Rate massa masuk} = 29533,9 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Larutan} = 1771,4 \text{ kg/m}^3$$

$$= 110,58 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas Larutan} = 0,00000 \text{ kg/m s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{29533,9}{1771,4} \text{ kg/jam} \\
 &= 16,673 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00463 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,16356 \text{ Ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan: (*Geankoplis, tabel 2.10-1, pg. 93*)

$$\text{Panjang pipa lurus} = 20,5 \text{ m}$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ - K_f = 0,75$$

$$1 \text{ gate valve} = 6$$

$$P_1 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

Asumsi aliran turbulen (*Peters & Timmerhaus 5th, hal 501*)

$$\begin{aligned}
 \text{Di Op} &= 0,363 \times mv^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 0,363 \times 0,089 \times 2,644 \\
 &= 0,012 \text{ m} \\
 &= 0,483 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan

$$\text{Di Op} = \text{Diameter pipa optimum (m)}$$

$$mv = \text{Laju alir volumetric (m}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida (kg/m}^3\text{)}$$

Digunakan pipa 4in sch 80 (Kern, Tabel 11 hal 844):

$$\text{ID} = 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} = 0,318833333 \text{ ft}$$

$$A = 1,002 \text{ ft}^2 = 0,093 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,005 \text{ m}^3/\text{s} = 0,050 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 1,75694548 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0931 \text{ m}^2}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{110,58 \times 0,319}{0,0000}$$

$$= 19273609774,6 \text{ (Turbulent)}$$

Karena $Nre > 2100$, maka aliran adalah turbulen

Perhitungan fiksi

1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$hc = \frac{K_c v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3}^{rd}\text{, hal 93, eq 2.10-16)}$$

Dimana:

$$K_c = 0.55 (1 - (A_2/A_1))$$

$$v_2 = v$$

nilai α untuk turbulen adalah = 1

nilai α untuk laminar adalah = 0,5

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka : $A_1 \gg \gg \gg \gg \gg \gg A_2$

Sehingga, A_2/A_1 dianggap sama dengan 0

$$\text{Jadi } K_c = 0,550$$

$$hc = \frac{0,550 \times 0,050^2}{2 \times 1} = 0,000681 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 20,5 m (Geankoplis, gambar 2.10-3, hal 88)

Bahan pipa adalah *commercial steel*

Dengan $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$

Sehingga diperoleh:

$$\epsilon/D = 0,000046$$

$$Nre = 19273609774,6$$

$$L = 20,50$$

Maka diperoleh $f = 0,0048$

$$Ff = \frac{4fv_2^2L}{2D} \text{ (Geankoplis 3}^{rd}\text{, hal 89, eq 2.10-6)}$$

$$= \frac{4 \times 0,0048 \times 20,5 \times 0,050^2}{2 \times 0,097}$$

$$= 0,005012 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena belokan (elbow) (*Geankoplis 3rd, hal 94, eq 2.10-17*)

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

$$\text{Jumlah gate valve} = 1$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{Kf v_2^2}{2} \\ &= \frac{4 \times 0,750 \times 6 \times 0,050^2}{2} \\ &= 0,02228 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-15)}$$

Dimana:

$$Kex = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka: $A_3 \ggggggg A_2$; maka $A_2/A_3 = 0$

$$\begin{aligned} \text{Jadi Kex} &= (1 - 0)^2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{1 \times 0,050^2}{2 \times 1} \\ &= 0,001 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

5. Friksi pada heat exchanger

$$\Delta P = 0,000$$

$$\text{psia} = 0,00 \text{ N/m}^2$$

$$F_{HE} = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{0,00}{1771,4} = 0,000 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa:

$$\begin{aligned} \sum F_s &= hc + F_f + hf + hex + F_{HE} \\ &= 0,000681 + 0,005012 + 0,022276 + 0,000000 \\ &= 0,029207 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 7,815 \text{ m}$$

$$Z_2 = 8,000 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\Delta Z &= 0,185 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 1771,4 \text{ kg/m}^3 \\ v_1 &= 0 \text{ m/s} \\ v_2 &= 0,050 \text{ m/s} \\ \alpha &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2\end{aligned}$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance*: (Geankoplis 3rd, hal 95, eq. 2.10-20)

$$\begin{aligned}Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - W_s &= Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} - \sum F \\ 77 + \frac{101}{1771} + 0,00000 - W_s &= 78,40000 + \frac{101,32500}{1771,38249} + \frac{0,0497575^2}{2,0000} + 0,02921 \\ 76,58896 - W_s &= 78,40000 + 0,00124 + 0,00124 \\ W_s &= 1,84148 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa sentrifugal (η) = 50 % (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-17, hal 516)

$$\begin{aligned}&= - \frac{W_s}{\eta} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 133, eq 3.3-1)} \\ &= \frac{1,841}{0,5} = 3,68297 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 134)} \\ &= \frac{3,683 \times 8,204}{1000} \\ &= 0,03021462 \text{ kW} = 0,037768209 \text{ hp}\end{aligned}$$

Efisiensi motor (η_e) = 0,8 (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-18, hal 516)

$$\begin{aligned}\text{Power motor} &= \frac{0,0302146}{0,8} = 0,04051772 \text{ kW} \\ &= 0,0506094 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi pompa:

Nama : Pompa Centrifugal L-122

Fungsi : Memompa Na₂O₃.3SiO₂ ke Reaktor (R-210)

Type : Centrifugal pump
 Bahan pipa : Cast Iron & API-610
 Rate volumetric : 0,004631 m³/s
 Jumlah : 1 buah
 Ukuran pipa : 4 in sch 80
 Power : 0,050617 hp
 Harga 2014 : 17000\$ Horizontal, API-610, 1 Stage
 Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,03350113
2016	541,7	-0,02711925
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,01860082
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$\text{Ex} = \text{Ey} \quad \text{Nx/Ny}$$

Dimana:

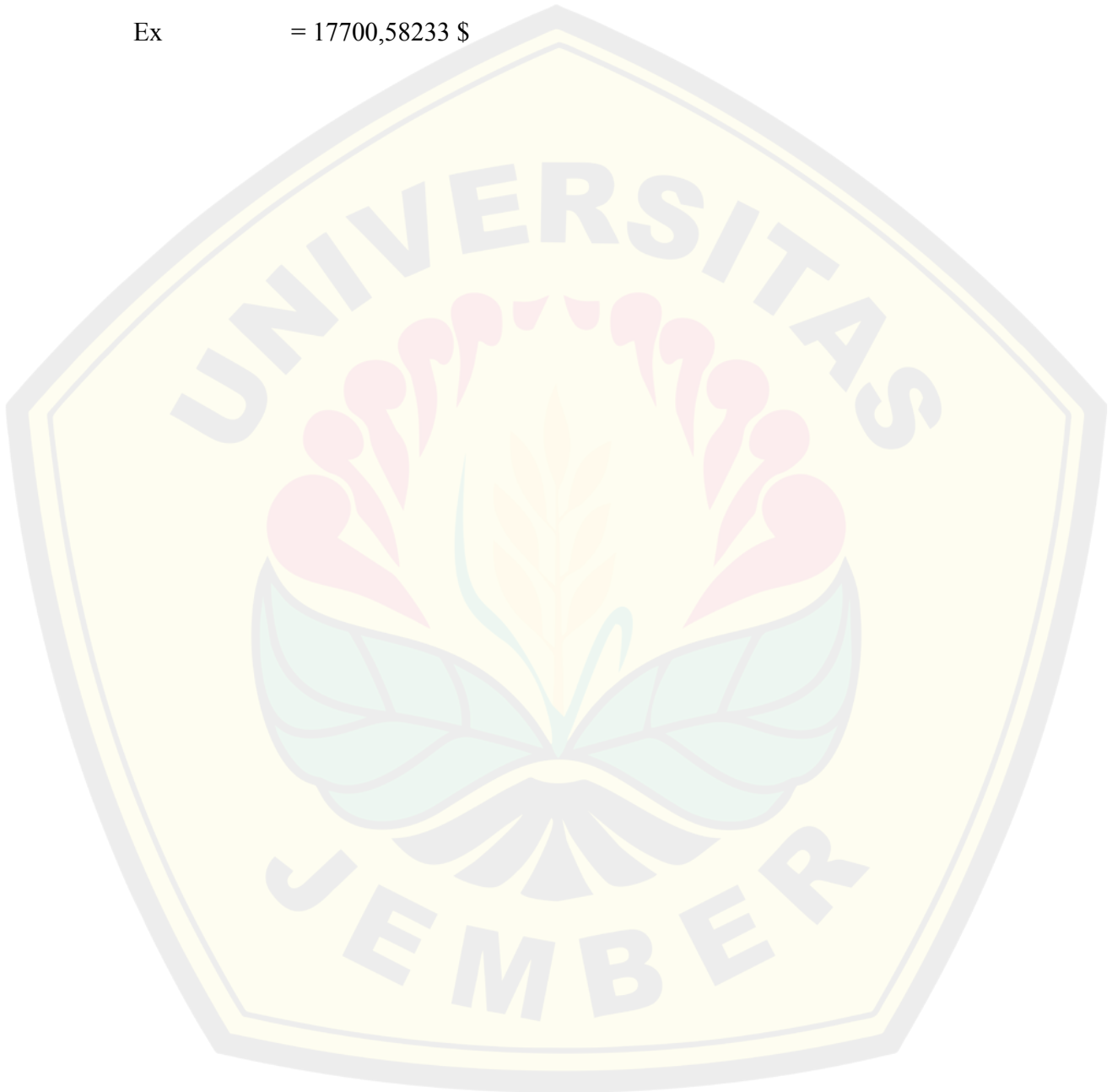
Ex = Harga Pembelian alat pada tahun 2027

Ey = Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi

Nx = Index Harga tahun 2025

Ny = Index Harga pada tahun referensi 2014

Ex = 17700,58233 \$



POMPA CENTRIFUGAL (L-113) L130

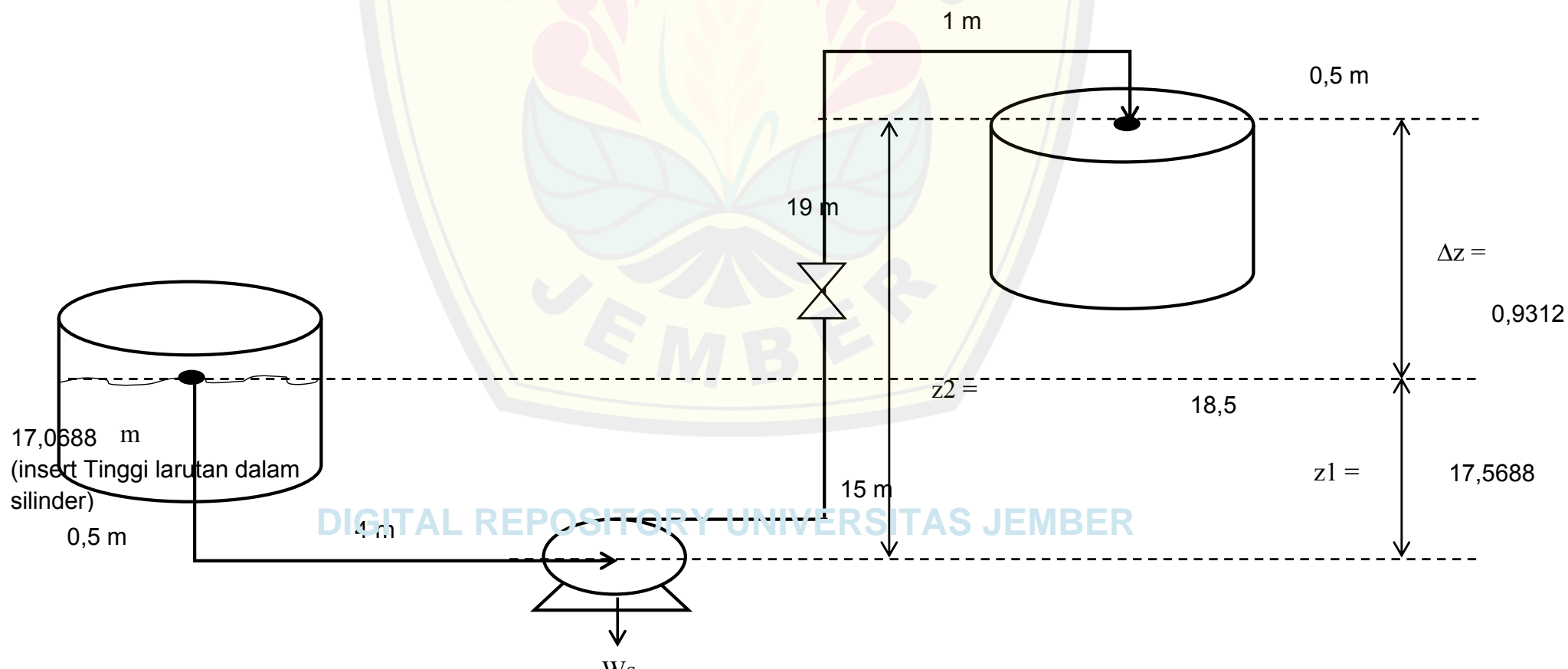
Fungsi : Memompa $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{SiO}_2$ ke Reaktor (R-210)

Tiper : Centrifugal Pump

Titik referensi:

Titik 1 : Permukaan liquid di tangki pengenceran $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{SiO}_2$ (F-130)

Titik 2 : Permukaan liquid di tangki Reaktor (M-210)



Komponen	Massa (Kg)	ρ (kg/L)	V (L)
Na ₂ O ₃ .3SiO ₂	6661	2,4	2775,3770
H ₂ O	129275,93	0,9957	129834,2154
Total	135937		132609,5924

$$\text{Densitas air } 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan} &= \frac{\text{Massa Total}}{\text{Volume Total}} \\ &= \frac{135936}{132609,59} \\ &= 1,0251 \text{ kg/L} = 1025,09 / \text{m}^3 \\ &= 63,86 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 132609,6 \text{ L/jam} \\ &= 1,3009 \text{ Ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$F_s = \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} = \frac{661}{129275,9283} = 0,0515247$$

$$\begin{aligned} m \text{ larutan (mm)} &= \frac{(1+0,5f_s) \times ml}{(1-f_s)^4} \text{ (Perry 4th, persamaan 3-98 hal 3-247)} \\ &= 1,2620 \text{ Cp} \\ &= 0,0008 \text{ lb}_m/\text{ft.s} \end{aligned}$$

Dasar Perencanaan:

$$T \text{ bahan masuk} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho \text{ air suhu } 30^{\circ}\text{C} = 0,9957 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8th ed, Table 2-30)}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ air suhu } 3^{\circ}\text{C} &= 0,8007 \text{ cP (Perry 8th ed, Table 2-305)} \\ &= 0,000801 \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

$$\text{Rate massa masuk} = 135936,8 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Larutan} &= 1025,1 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,99 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viscositas Larutan} = 0,00126 \text{ kg/m s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{135936,8}{1025,1} \text{ kg/jam} \\
 &= 132,610 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,03684 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,30086 \text{ Ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan: (*Geankoplis, tabel 2.10-1, pg. 93*)

$$\text{Panjang pipa lurus} = 40,0 \text{ m}$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ - K_f = 0,75$$

$$1 \text{ gate valve} = 6$$

$$P_1 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

Asumsi aliran turbulen (*Peters & Timmerhaus 5th, hal 501*)

$$\begin{aligned}
 \text{Di Op} &= 0,363 \times mv^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 0,363 \times 0,0226 \times 2,463 \\
 &= 0,202 \text{ m} \\
 &= 7,967 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan

$$\text{Di Op} = \text{Diameter pipa optimum (m)}$$

$$mv = \text{Laju alir volumetric (m}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida (kg/m}^3\text{)}$$

Digunakan pipa 8 in sch 40 (Kern, Tabel 11 hal 844):

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,203 \text{ m} = 0,66508333 \text{ ft}$$

$$A = 2,090 \text{ ft}^2 = 0,194 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,037 \text{ m}^3/\text{s} = 0,190 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 6,69955993 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,1942 \text{ m}^2}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= \frac{63,99 \times 0,665 \times 6,700}{0,0008}
 \end{aligned}$$

$$= 336237,2 \text{ (Turbulent)}$$

Karena $Nre > 2100$, maka aliran adalah turbulen

Perhitungan fiksi

1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-16)}$$

Dimana:

$$K_c = 0.55 (1 - (A_2/A_1))$$

$$v_2 = v$$

nilai α untuk turbulen adalah = 1

nilai α untuk laminar adalah = 0,5

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka : $A_1 \gg \gg \gg \gg \gg \gg A_2$

Sehingga, A_2/A_1 dianggap sama dengan 0

$$\text{Jadi } K_c = 0,550$$

$$h_c = \frac{0,550 \times 0,190^2}{2 \times 1} = 0,009897 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 40,0 m (Geankoplis, gambar 2.10-3, hal 88)

Bahan pipa adalah *commercial steel*

Dengan $\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$

Sehingga diperoleh:

$$\varepsilon/D = 0,000227$$

$$Nre = 336237,2$$

$$L = 40,00 \text{ m}$$

Maka diperoleh $f = 0,0048$

$$F_f = \frac{4fv_2^2L}{2D} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 89, eq 2.10-6)}$$

$$= \frac{4 \times 0,0048 \times 20,5 \times 0,190^2}{2 \times 0,203}$$

$$= 0,068173 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena belokan (elbow) (*Geankoplis 3rd, hal 94, eq 2.10-17*)

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

$$\text{Jumlah gate valve} = 1$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{Kf v_2^2}{2} \\ &= \frac{4 \times 0,750 \times 6 \times 0,190^2}{2} \\ &= 0,32390 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-15)}$$

Dimana:

$$Kex = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka: $A_3 \gggggggg A_2$; maka $A_2/A_3 = 0$

$$\begin{aligned} \text{Jadi Kex} &= (1 - 0)^2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{1 \times 0,190^2}{2 \times 1} \\ &= 0,018 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

5. Friksi pada heat exchanger

$$\Delta P = 0,000$$

$$psia = 0,00 \text{ N/m}^2$$

$$F_{HE} = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{0,00}{1025,1} = 0,000 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa:

$$\begin{aligned} \sum F_s &= hc + F_f + hf + hex + F_{HE} \\ &= 0,009897 + 0,068173 + 0,323904 + 0,017995 + 0,000000 \\ &= 0,419969 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 17,569 \text{ m}$$

$$Z_2 = 18,500 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\Delta Z &= 0,931 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 10251 \text{ kg/m}^3 \\ v_1 &= 0 \text{ m/s} \\ v_2 &= 0,190 \text{ m/s} \\ \alpha &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2\end{aligned}$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance*: (Geankoplis 3rd, hal 95, eq. 2.10-20)

$$\begin{aligned}Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - W_s &= Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} - \sum F \\ 77 + \frac{101}{1025} + 0,00000 - W_s &= 181,30000 + \frac{101,32500}{1025,09050} + \frac{0,18971^2}{2,0000} + 0,41997 \\ 76,58896 - W_s &= 181,30000 + 0,01799 + 0,41997 \\ W_s &= 9,56372 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa centrifugal (η) = 50 % (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-17, hal 516)

$$\begin{aligned}&= - \frac{W_s}{\eta} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 133, eq 3.3-1)} \\ &= \frac{9,564}{0,5} = 19,12745 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 134)} \\ &= \frac{19,127 \times 37,760}{1000} \\ &= 0,7222569 \text{ kW} = 0,90282108 \text{ hp}\end{aligned}$$

Efisiensi motor (η_e) = 0,8 (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-18, hal 516)

$$\begin{aligned}\text{Power motor} &= \frac{0,7222569}{0,8} = 0,96854645 \text{ kW} \\ &= 0,0506094 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi pompa:

Nama : Pompa Centrifugal L-113

Fungsi : Memompa Na2O3.3SiO2 ke Reaktor (R-210)

Type : Centrifugal pump
 Bahan pipa : Cast Iron & API-610
 Rate volumetric : 0,036836 m³/s
 Jumlah : 1 buah
 Ukuran pipa : 8 in sch 80
 Power : 1,29785 hp
 Harga 2014 : 19000\$ Horizontal, API-610, 1 Stage
 Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,03350113
2016	541,7	-0,02711925
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,01860082
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$\text{Ex} = \text{Ey} \quad \text{Nx/Ny}$$

Dimana:

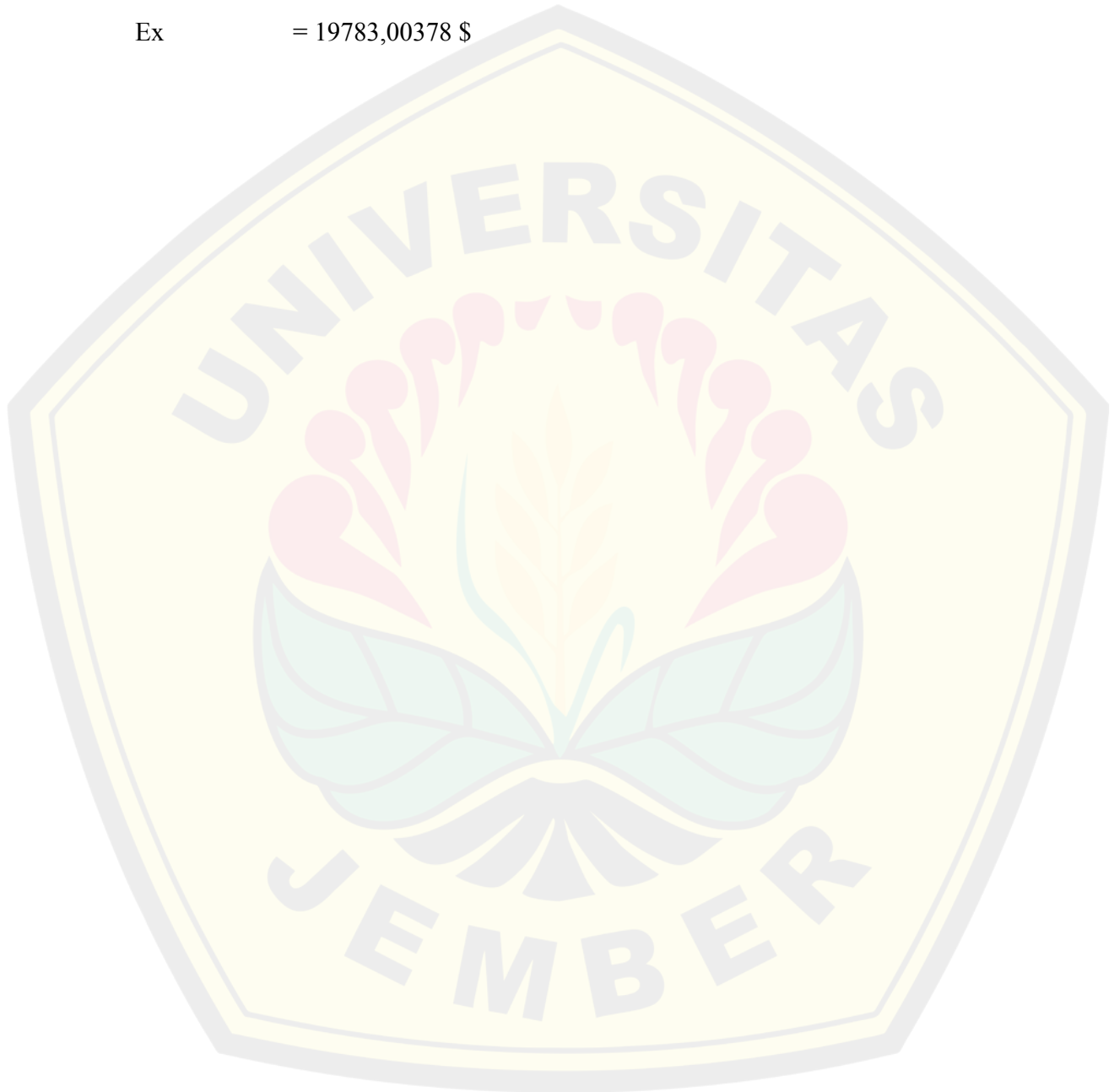
Ex = Harga Pembelian alat pada tahun 2027

Ey = Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi

Nx = Index Harga tahun 2025

Ny = Index Harga pada tahun referensi 2014

Ex = 19783,00378 \$



POMPA CENTRIFUGAL (L-113) L343

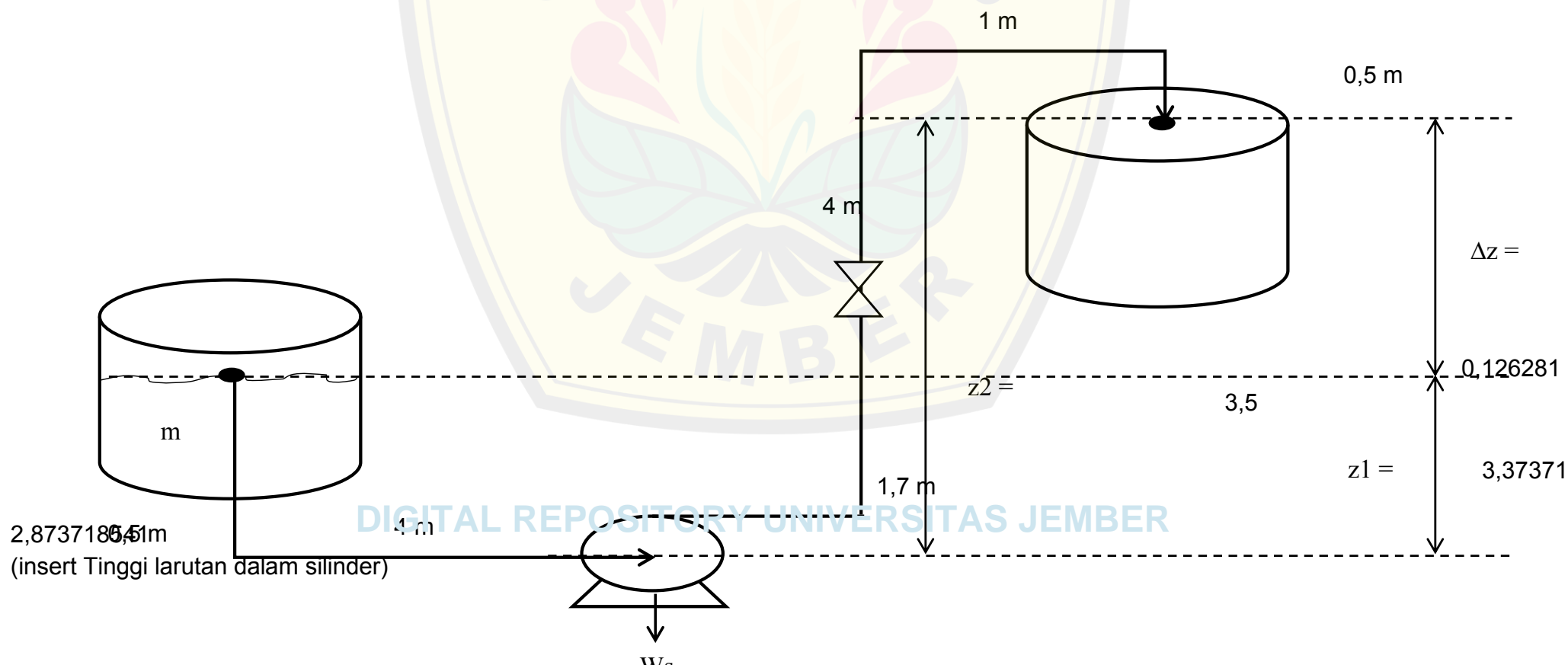
Fungsi : Memompa SiO₂ ke Filter (H-220)

Tiper : Centrifugal Pump

Titik referensi:

Titik 1 : Permukaan liquid di Mixing (M-340)

Titik 2 : Permukaan liquid di Filter (H-220)



Komponen	Massa (Kg)	ρ (kg/L)	V (L)
SiO ₄	27	2,56	10,5794
H ₂ O	108,33333	0,9957	108,8012
Total	135		119,3806

$$\text{Densitas air } 30^\circ\text{C} = 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$\text{Densitas larutan} = \frac{\text{Massa Total}}{\text{Volume Total}}$$

$$= \frac{135,42}{119,38}$$

$$= 1,1343 \text{ kg/L} = 1134,33 \text{ kg/m}^3$$

$$= 70,66 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume} = 119,4 \text{ L/jam}$$

$$= 0,0012 \text{ Ft}^3/\text{s}$$

$$F_s = \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} = \frac{27}{108,3333333} = 0,25$$

$$m \text{ larutan (mm)} = \frac{(1+0,5f_s) \times ml}{(1-f_s)^4} \text{ (Perry 4th, persamaan 3-98 hal 3-247)}$$

$$= 3,5403 \text{ Cp}$$

$$= 0,0024 \text{ lb}_m/\text{ft.s}$$

Dasar Perencanaan:

$$T \text{ bahan masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\rho \text{ air suhu } 30^\circ\text{C} = 0,9957 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8th ed, Table 2-30)}$$

$$\mu \text{ air suhu } 30^\circ\text{C} = 0,8007 \text{ cP (Perry 8th ed, Table 2-305)}$$

$$= 0,000801 \text{ kg/m s}$$

$$\text{Rate massa masuk} = 135,4 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Larutan} = 1134,3 \text{ kg/m}^3$$

$$= 70,81 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas Larutan} = 0,00354 \text{ kg/m s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{135,4}{1134,3} \text{ kg/jam} \\
 &= 0,119 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00003 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,00117 \text{ Ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan: (*Geankoplis, tabel 2.10-1, pg. 93*)

$$\text{Panjang pipa lurus} = 11,7 \text{ m}$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ - K_f = 0,75$$

$$1 \text{ gate valve} = 6$$

$$P_1 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

Asumsi aliran turbulen (*Peters & Timmerhaus 5th, hal 501*)

$$\begin{aligned}
 \text{Di Op} &= 0,363 \times mv^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 0,363 \times 0,010 \times 2,495 \\
 &= 0,009 \text{ m} \\
 &= 0,344 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan

$$\text{Di Op} = \text{Diameter pipa optimum (m)}$$

$$mv = \text{Laju alir volumetric (m}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida (kg/m}^3\text{)}$$

Digunakan pipa 1/4in sch 40 (Kern, Tabel 11 hal 844):

$$\text{ID} = 3,64 \text{ in} = 0,093 \text{ m} = 0,30610236 \text{ ft}$$

$$A = 0,095 \text{ ft}^2 = 0,0088 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,00003 \text{ m}^3/\text{s} / 0,0088 \text{ m}^2}{0,004 \text{ m/s}} = 0,13268682 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{70,81 \times 0,030 \times 0,133}{0,0024}$$

$$= 119,8 \text{ (Turbulent)}$$

Karena $Nre > 2100$, maka aliran adalah turbulen

Perhitungan fiksi

1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-16)}$$

Dimana:

$$K_c = 0.55 (1 - (A_2/A_1))$$

$$v_2 = v$$

nilai α untuk turbulen adalah = 1

nilai α untuk laminar adalah = 0,5

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka : $A_1 \gg \gg \gg \gg \gg \gg A_2$

Sehingga, A_2/A_1 dianggap sama dengan 0

$$\text{Jadi } K_c = 0,550$$

$$h_c = \frac{0,550 \times 0,04^2}{2 \times 1} = 0,000004 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 40,0 m (Geankoplis, gambar 2.10-3, hal 88)

Bahan pipa adalah *commercial steel*

Dengan $\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$

Sehingga diperoleh:

$$\varepsilon/D = 0,004975$$

$$Nre = 119,8$$

$$L = 11,70 \text{ m}$$

Maka diperoleh $f = 0,0048$

$$F_f = \frac{4fv_2^2L}{2D} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 89, eq 2.10-6)}$$

$$= \frac{4 \times 0,0048 \times 11,70 \times 0,004^2}{2 \times 0,009}$$

$$= 0,000171 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena belokan (elbow) (*Geankoplis 3rd, hal 94, eq 2.10-17*)

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

$$\text{Jumlah gate valve} = 1$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{K_f v_2^2}{2} \\ &= \frac{4 \times 0,750 \times 6 \times 0,004^2}{2} \\ &= 0,00013 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{K_{ex} v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-15)}$$

Dimana:

$$K_{ex} = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka: $A_3 \gggggggg A_2$; maka $A_2/A_3 = 0$

$$\begin{aligned} \text{Jadi } K_{ex} &= (1 - 0)^2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{1 \times 0,004^2}{2 \times 1} \\ &= 0,000 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

5. Friksi pada heat exchanger

$$\Delta P = 0,000$$

$$psia = 0,00 \text{ N/m}^2$$

$$F_{HE} = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{0,00}{1134,3} = 0,000 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa:

$$\begin{aligned} \sum F_s &= hc + F_f + hf + hex + F_{HE} \\ &= 0,000004 + 0,000171 + 0,000127 + 0,000007 + 0,000000 \\ &= 0,0000309 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 3,374 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 Z_2 &= 3,500 \text{ m} \\
 \Delta Z &= 0,126 \text{ m} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 1134,3 \text{ kg/m}^3 \\
 v_1 &= 0 \text{ m/s} \\
 v_2 &= 0,004 \text{ m/s} \\
 \alpha &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance*: (Geankoplis 3rd, hal 95, eq. 2.10-20)

$$\begin{aligned}
 Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - W_s &= Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} - \sum F \\
 77 + \frac{101}{1134} + 0,00000 - W_s &= 34,30000 + \frac{101,32500}{1134,32719} + \frac{0,00376^2}{2,0000} + 0,00031 \\
 33,06244 - W_s &= 34,30000 + 0,00001 + 0,00031 \\
 W_s &= 1,23787 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa centrifugal (η) = 50 % (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-17, hal 516)

$$\begin{aligned}
 &= - \frac{W_s}{\eta} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 133, eq 3.3-1)} \\
 &= \frac{1,238}{0,5} = 2,47575 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 134)} \\
 &= \frac{2,476 \times 0,038}{1000} \\
 &= 0,0000931 \text{ kW} = 0,00011641 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor (η_e) = 0,8 (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-18, hal 516)

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= \frac{0,0000931}{0,8} = 0,00012488 \text{ kW} \\
 &= 0,0001673 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi pompa:

Nama : Pompa Centrifugal L-113

Fungsi : Memompa Na2O3.3SiO2 ke Reaktor (R-210)

Type : Centrifugal pump
 Bahan pipa : Cast Iron & API-610
 Rate volumetric : 0,000033 m³/s
 Jumlah : 1 buah
 Ukuran pipa : 1/4 in sch 40
 Power : 0,00017 hp
 Harga 2014 : 13500\$ Horizontal, API-610, 1 Stage
 Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,03350113
2016	541,7	-0,02711925
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,01860082
RATA-RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$E_x = E_y \quad N_x/N_y$$

Dimana:

- Ex = Harga Pembelian alat pada tahun 2027
- Ey = Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi
- Nx = Index Harga tahun 2025
- Ny = Index Harga pada tahun referensi 2014
- Ex = 14056,34479 \$



L-213**POMPA CENTRIFUGAL (L113)**

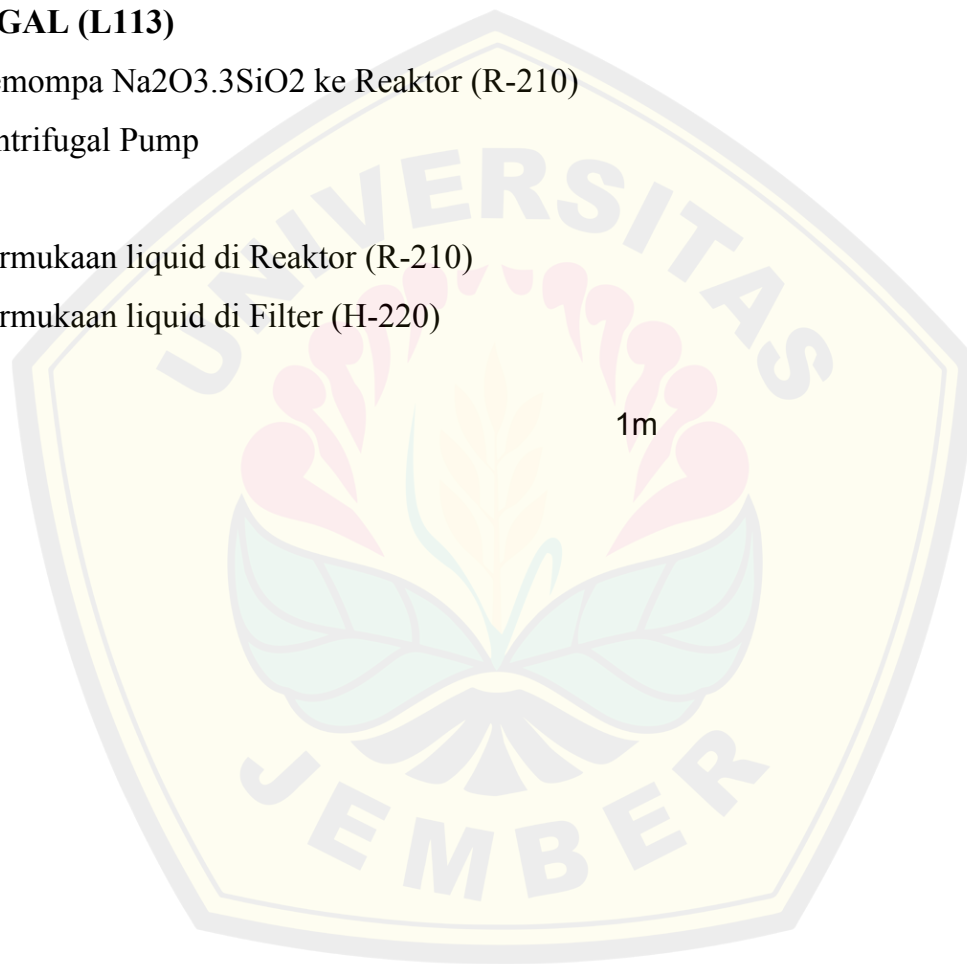
Fungsi : Memompa $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$ ke Reaktor (R-210)

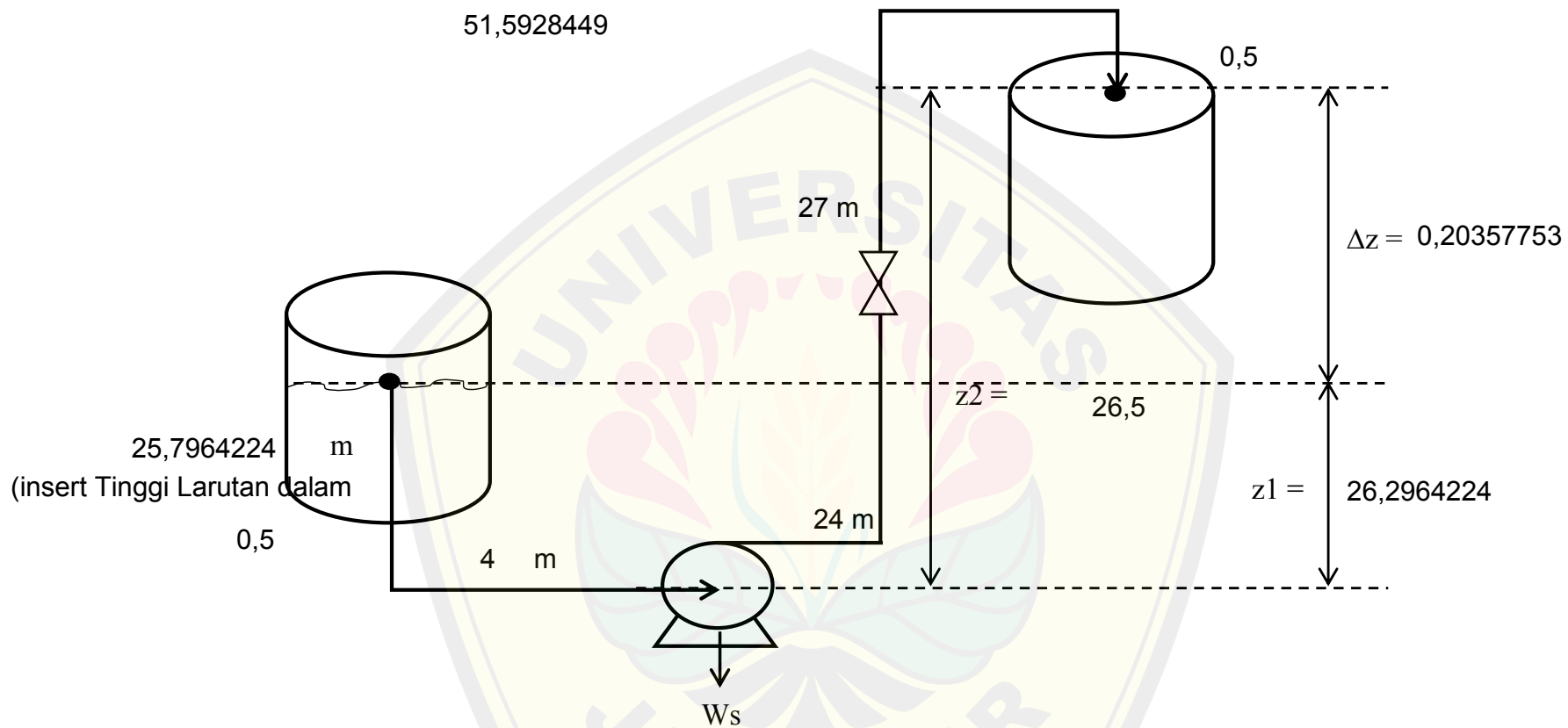
Tipe : Centrifugal Pump

Titik referensi:

Titik 1 : Permukaan liquid di Reaktor (R-210)

Titik 2 : Permukaan liquid di Filter (H-220)





Komponen	Massa (Kg)	Densitas	V (L)
H2SO4	15	1,83	8,106
Na2O3,3SiO2	472,277667	2,4000	196,782
SiO2	595,833333	2,65	224,843
Na2SO4	427,313333	2,66	160,644
H2O	128,115071	0,9957	128,668
Total	487		204,889

$$\text{Densitas air } 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan} &= \frac{\text{Massa Total}}{\text{Volume Total}} \\ &= \frac{487,11}{204,89} \\ &= 2,3774 \text{ kg/L} = 2377,45 \text{ kg/ m}^3 \\ &= 148,11 \text{ lb/ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 204,9 \text{ L/jam} \\ &= 0,0020 \text{ Ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$F_s = \frac{\text{Massa padatan dalam larutan}}{\text{Massa air dalam larutan}} = \frac{15}{472,277667} = 0,0314103$$

$$\begin{aligned} m \text{ larutan (mm)} &= \frac{(1+0,5f_s) \times \text{ml}}{(1-f_s)^4} \text{ (Perry 4th, persamaan 3-98 hal 3-247)} \\ &= 1,1490 \text{ Cp} \\ &= 0,0008 \text{ lb}_m/\text{ft.s} \end{aligned}$$

Dasar Perencanaan:

$$T \text{ bahan masuk} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho \text{ air suhu } 30^{\circ}\text{C} = 0,9957 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8th ed, Table 2-30)}$$

$$\mu \text{ air suhu } 3^{\circ}\text{C} = 0,8007 \text{ cP (Perry 8th ed, Table 2-305)}$$

$$= 0,000801 \text{ kg/m s}$$

$$\text{Rate massa masuk} = 487,1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Larutan} = 2377,4 \text{ kg/m}^3$$

$$= 148,42 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas Larutan} = 0,00115 \text{ kg/m s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{487,1}{2377,4} \text{ kg/jam} \\
 &= 0,205 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00006 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,002017 \text{ Ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan: (*Geankoplis, tabel 2.10-1, pg. 93*)

$$\text{Panjang pipa lurus} = 57,0 \text{ m}$$

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ - K_f = 0,75$$

$$1 \text{ gate valve} = 6$$

$$P_1 = 101,3 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,3 \text{ kPa}$$

Asumsi aliran turbulen (*Peters & Timmerhaus 5th, hal 501*)

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ Op} &= 0,363 \times mv^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 0,363 \times 0,012 \times 2,747 \\
 &= 0,12 \text{ m} \\
 &= 0,483 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan

$$D_i \text{ Op} = \text{Diameter pipa optimum (m)}$$

$$mv = \text{Laju alir volumetric (m}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida (kg/m}^3\text{)}$$

Digunakan pipa 3/8 in sch 40 (Kern, Tabel 11 hal 844):

$$ID = 0,493 \text{ in} = 0,013 \text{ m} = 0,04108333 \text{ ft}$$

$$A = 0,129 \text{ ft}^2 = 0,012 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 0,005 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 0,16770486 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0120 \text{ m}^2}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{148,42 \times 0,041}{0,0008}$$

$$= 1324,4 \text{ (Turbulent)}$$

Karena $N_{re} > 2100$, maka aliran adalah turbulen

Perhitungan fiksi

1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c v^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-16)}$$

Dimana:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_2/A_1))$$

$$v_2 = v$$

nilai α untuk turbulen adalah = 1

nilai α untuk laminar adalah = 0,5

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka : $A_1 \gg A_2$

Sehingga, A_2/A_1 dianggap sama dengan 0

$$\text{Jadi } K_c = 0,550$$

$$h_c = \frac{0,550 \times 0,05^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,000006 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 57,0 m (*Geankoplis, gambar 2.10-3, hal 88*)

Bahan pipa adalah *commercial steel*

Dengan $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$

Sehingga diperoleh:

$$\epsilon/D = 0,003673$$

$$N_{re} = 1324,4$$

$$L = 57,00 \text{ m}$$

Maka diperoleh $f = 0,0048$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4fv_2^2}{2D} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 89, eq 2.10-6)} \\ &= \frac{4 \times 0,0048 \times 57,0 \times 0,005^2}{2 \times 0,009} \\ &= 0,000985 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. Friksi karena belokan (elbow) (Geankoplis 3rd, hal 94, eq 2.10-17)

Jumlah elbow = 4

Jumlah gate valve = 1

$$\begin{aligned} hf &= \frac{Kf v_2^2}{2} \\ &= \frac{4 \times 0,750 \times 6 \times 0,005^2}{2} \\ &= 0,00020 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Friksi yang terjadi karena adanya expansion

$$hex = \frac{Kex v_2^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 93, eq 2.10-15)}$$

Dimana:

$$Kex = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Karena luas permukaan tangka sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa

Maka: $A_3 \gg A_2$; maka $A_2/A_3 = 0$

$$\begin{aligned} \text{Jadi } Kex &= (1 - 0)^2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hex &= \frac{1 \times 0,005^2}{2 \times 1} \\ &= 0,000 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

5. Friksi pada heat exchanger

$$\Delta P = 0,000$$

$$\text{psia} = 0,00 \text{ N/m}^2$$

$$F_{HE} = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{0,00}{2377,4} = 0,000 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa:

$$\begin{aligned}
 \sum F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} + F_{HE} \\
 &= 0,000006 + 0,000985 + 0,000203 + 0,000011 + 0,000000 \\
 &= 0,001206 \text{ J/kg} \\
 Z_1 &= 26,296 \text{ m} \\
 Z_2 &= 26,500 \text{ m} \\
 \Delta Z &= 0,204 \text{ m} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 2377,4 \text{ kg/m}^3 \\
 v_1 &= 0 \text{ m/s} \\
 v_2 &= 0,005 \text{ m/s} \\
 \alpha &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance*: (Geankoplis 3rd, hal 95, eq. 2.10-20)

$$\begin{aligned}
 Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - W_s &= Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} + \sum F \\
 258 + \frac{101}{2377} + 0,000000 - W_s &= 259,70000 + \frac{101,32500}{2377,44851} + \frac{0,00475^2}{2,0000} + 0,00121 \\
 ##### - W_s &= 259,70000 + 0,00001 + 0,00121 \\
 W_s &= 1,99628 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa centrifugal (η) = 50 % (Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-17, hal 516)

$$\begin{aligned}
 &= - \frac{W_s}{\eta} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 133, eq 3.3-1)} \\
 &= \frac{1,996}{0,5} = 3,99255 \text{ J/kg} \\
 \text{Brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} \text{ (Geankoplis 3rd, hal 134)} \\
 &= \frac{3,993 \times 0,135}{1000} \\
 &= 0,0005402 \text{ kW} = 0,00067529 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiendi motor (η_e) = 0,8 (*Peters & Timmerhaus, 2003; Fig. 12-18, hal 516*)

Power motor = $\frac{0,0005402}{0,8} = 0,00072445$ kW

= 0,0009708 hp

Spesifikasi pompa:

Nama : Pompa Centrifugal L-113

Fungsi : Memompa Na₂O₃.3SiO₂ ke Reaktor (R-210)

Type : Centrifugal pump

Bahan pipa : Cast Iron & API-610

Rate volumetric : 0,000057 m³/s

Jumlah : 1 buah

Ukuran pipa : 3/8 in sch 40

Power : 0,00097 hp

Harga 2014 : 16200\$ Horizontal, API-610, 1 Stage

Index Harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,03350113
2016	541,7	-0,02711925
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,01860082

RATA-RATA		0,007706518
-----------	--	-------------

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$Ex = Ey \quad Nx/Ny$$

Dimana:

$$Ex = \text{Harga Pembelian alat pada tahun 2027}$$

$$Ey = \text{Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi}$$

$$Nx = \text{Index Harga tahun 2025}$$

$$Ny = \text{Index Harga pada tahun referensi 2014}$$

$$Ex = 16867,61375 \$$$

BLOWER (G333)

Fungsi : Menghisap uap Panas dari cyclone

Tipe:

Titik 1 : Cyclone (H-330)

Titik 2 : -

$$\text{Kapasitas Blower} = 11,19638465 \text{ ft}^3/\text{m}$$

$$\text{Laju Massa} = 673,4 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 0,59 \text{ kg/m}^3$$

$$T = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,15 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\text{Rate Volume} = \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{673,4 \text{ kg/jam}}{0,59 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1141,355932 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,317043315 \text{ ft}^3/\text{s} = \text{kg/s}$$

$$= 11,19638465 \text{ ft}^3/\text{m}$$

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 101,3 \text{ kPa}$$

$$P2 = 1,0016366 \text{ atm}$$

$$= 101,4657876 \text{ kPa}$$

$$R = 8314,34 \text{ J/kg mol K}$$

Menentukan Jumlah Stage

Ratio kompresi untuk satu stage reciprocating adalah 4 sehingga jumlah stage dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Jumlah Stage (q)} = \frac{\ln P2/P1}{\ln 4}$$

$$\text{Jumlah Stage (q)} = \frac{\ln 1,00163662/1}{\ln 4}$$

$$\text{Jumlah Stage (q)} = \frac{0,001635262}{1,386294361}$$

$$\text{Jumlah Stage (q)} = 2 = 1 \text{ Stage}$$

Menghitung daya compressor

$$\text{Brake_kw} = \frac{ws \cdot m}{n \cdot 100}$$

$$-ws = \frac{2,306RT}{BM} \log \frac{P2}{P1}$$

$$-ws = \frac{2,306 \cdot 0,317043 \cdot 313,15}{18,01528} \log \frac{1,0011637}{1}$$

$$-ws = 12,70835395 \cdot 0,00071$$

$$-ws = 0,009025287 \text{ J/kg}$$

$$\text{Efisiensi (n)} = 80\%$$

$$\text{Brake_kw} = \frac{ws \cdot m}{n \cdot 100}$$

$$\text{Brake_kw} = \frac{0,009025287 \cdot 0,317043}{80\% \cdot 1000}$$

$$\text{Brake_kw} = \frac{0,002861407}{800}$$

$$\text{Brake_kw} = 3,57676\text{E-}06 \text{ kw}$$

$$= 0,003576759$$

$$\text{Harga 2014} = 900\$ \text{ Axial, small, 1 atm, 0,5 atm vac}$$

Index harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	0,015512075
2015	556,8	-0,033501128
2016	541,7	-0,027119253
2017	567,5	0,047627838
2018	603,1	0,062731278
2019	607,5	0,007295639
2020	596,2	-0,018600823
RATA RATA		0,007706518

Index harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = p(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8414989$$

$$\text{Ex} = \text{Ey} \quad \text{Nx/Ny}$$

Dimana:

Ex	= Harga Pembelian alat pada tahun 2027
Ey	= Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi
Nx	= Index Harga tahun 2025
Ny	= Index Harga pada tahun referensi 2014
Ex	= 937,0896529 \$

Cyclone 1

Fungsi	= Menampung produk silicon dioksida sebelum masuk kedalam silo
Bentuk	= Cylindrical Vertical Tank, Conical Bottom, hemispherical Roof
Jumlah	= 1 unit
Tekanan	= 1 atm
Densitas SiO ₂ (30 C)	= 2,65 kg/l
Densitas air (30 C)	= 0,9957 kg/l
Massa SiO ₂ /jam	= 162,5 kg
Massa SiO ₂ /2jam	= 325 kg
Massa H ₂ O/jam	= 120,61 kg
Massa H ₂ O/2jam	= 241,22 kg

Komponen	Massa (kg)	Densitas	Volume (L)
SiO ₂	325	2,65	122,6415
H ₂ O	241,22	0,9957	242,2617
Total	566,22		364,9032

Volume Bahan	= 12,88644 ft ³
Volume bahan 80% volume storage	= 16, 10805 ft ³ = 120,4965 gall
Sudut max	= 120 °C
Tinggi silinder	= 1,5 diameter bejana
Menentukan dimensi tangka	

$$V_T = \frac{\pi d^3}{24 \tan \frac{\alpha}{2}} + \frac{\pi d^2 L_s}{4} + 0,0847 d^3 \dots$$

$$16,10804516 \text{ ft}^3 = \frac{\pi d^3}{24 \tan 60} + \frac{\pi d^2 \times 1,5 d}{4} + 0,0847 d^3$$

$$16,10804516 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 d^3}{24 \times 0,866} + \frac{3,14 d^2 \times 1,5 d}{4} + 0,0847 d^3$$

$$16,10804516 \text{ ft}^3 = 0,151078 + 1,775 d^3 + 0,0847 d^3$$

$$16,10804516 \text{ ft}^3 = 1,413278 d^3$$

$$11,39764999 \text{ ft}^3 = d^3$$

$$d = 2,250462 \text{ ft} = 27,00555 \text{ inch}$$

Menentukan tinggi shell

$$d_i = 2,250462 \text{ ft} = 27,00555 \text{ in}$$

$$L_s = 1,5 d_i$$

$$L_s = 3,375994 \text{ ft} = 40,50832$$

Menentukan tebal masing-masing bagian

$$\text{Bahan} = \text{SA 283 Carbon steel Grade C}$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psi (Brownell table 13.1 hal 263)}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,06 \text{ in}$$

$$d_i = 27,00555 \text{ in}$$

$$P_i = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

Menentukan tebal silinder

$$T_s = \frac{P_i d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + 0,0625$$

$$= 0,082122 = 3/16 \text{ in}$$

Standarisasi

$$d_o = d_i + 2t_s$$

$$= 27,00555 + 0,375$$

$$= 27,38055 \text{ in}$$

Standarisasi Brownell hal 90

$$D_o = 28 \text{ in}$$

Di baru= Do-2ts

Menentukan tebal tutup atas berbentuk dished

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0.885P_i d_i}{fE - 0.1P_i} + 1/16 \\ &= 0,0980818 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah bentuk conical

$$\begin{aligned} \text{thb} &= \frac{P_i d_i}{f_2(fE - 0.6P_i)\cos 1/2\alpha} + 1/16 \\ &= 0,082568 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangka

Tinggi tutup atas

$$\begin{aligned} \text{ha} &= 0.169 \text{ di} \\ &= 4,668625 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned} \text{hb} &= (1/2d_i)/(\text{tg} 1/2\alpha) \\ &= 7,974651 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangka} &= \text{ha} + L_s + \text{hb} \\ &= 53,1516 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan harga tank

Harga 2014 4500\$ SA 283 Carbon Steel Grade C

Index harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
2013	567,3	
2014	576,1	1,6%
2015	556,8	-3,4%
2016	541,7	-2,7%
2017	567,5	4,8%
2018	603,1	6,3%

2019	607,5	0,7 %
2020	596,2	-1,9%
RATA RATA		0,8%

Index Harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = P(1-in)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8415$$

$$E_x = E_y \quad N_x/N_y$$

Dimana:

E_x : Harga Pembelian alat pada tahun 2027

E_y : Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi

N_x : Index harga tahun 2027

N_y : Index harga pada tahun referensi 2014

$$E_x = 4685,448\$$$

Cyclone 2

Fungsi = Menampung produk silicon dioksida sebelum masuk kedalam silo

Bentuk = Cylindrical Vertical Tank, Conical Bottom, hemispherical Roof

Jumlah = 1 unit

Tekanan = 1 atm

Densitas SiO₂ (30 C) = 2,65 kg/l

Densitas air (30 C) = 0,9957 kg/l

Massa SiO₂/jam = 16,2,5 kg

Massa SiO₂/2jam = 120,61 kg

Massa H₂O/jam = 108,55 kg

Massa H₂O/2jam = 217,1 kg

Komponen	Massa (kg)	Densitas	Volume (L)
SiO ₂	120,61	2,65	45,51321
H ₂ O	271,1	0,9957	218,0376
Total	337,71		263,5508

$$\text{Volume Bahan} = 9,307208 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume bahan 80\% volume storage} = 11,63401 \text{ ft}^3 = 87,02843 \text{ gall}$$

$$\text{Sudut max} = 120^\circ$$

$$\text{Tinggi silinder} = 1,5 \text{ diameter bejana}$$

Menentukan dimensi tangka

$$V_T = \frac{\pi d^3}{24 \tan \frac{\alpha}{2}} + \frac{\pi d^2 L_s}{4} + 0,0847 d^3 \dots$$

$$11,63400947 \text{ ft}^3 = \frac{\pi d^3}{24 \tan 60} + \frac{\pi d^2 \times 1,5 d}{4} + 0,0847 d^3$$

$$11,63400947 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 d^3}{24 \times 0,866} + \frac{3,14 d^2 \times 1,5 d}{4} + 0,0847 d^3$$

$$11,63400947 \text{ ft}^3 = 0,151078 + 1,775 d^3 + 0,0847 d^3$$

$$11,63400947 \text{ ft}^3 = 1,413278 d^3$$

$$8,231934204^3 = d^3$$

$$d = 2,019144 \text{ ft} = 24,22973 \text{ inch}$$

Menentukan tinggi shell

$$d_i = 2,019144 \text{ ft} = 24,22973 \text{ in}$$

$$L_s = 1,5 d_i$$

$$L_s = 3,028716 \text{ ft} = 36,34459$$

Menentukan tebal masing-masing bagian

$$\text{Bahan} = \text{SA 283 Carbon steel Grade C}$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psi (Brownell table 13.1 hal 263)}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,06 \text{ in}$$

$$d_i = 24,22973 \text{ in}$$

$$P_i = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

Menentukan tebal silinder

$$T_s = \frac{P_i d_i}{2(fE - 0,6 P_i)} + 0,0625$$

$$= 0,082122 = 3/16 \text{ in}$$

Standarisasi

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2t_s \\ &= 24,22973 + 0,375 \\ &= 24,60473 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi brownel hal 90

$$D_o = 26 \text{ in}$$

$$D_i \text{ baru} = D_o - 2t_s$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk dished

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 P d_i}{f E - 0,1 P i} + 1/16 \\ &= 0,095446 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah bentuk conical

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{P d_i}{f_2 (f E - 0,6 P i) \cos 1/2 \alpha} + 1/16 \\ &= 0,081115 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangka

Tinggi tutup atas

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 d_i \\ &= 4,330625 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned} h_b &= (1/2 d_i) / (\tan 1/2 \alpha) \\ &= 7,3973 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangka} &= h_a + L_s + h_b \\ &= 48,07252 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan harga tank

Harga 2014 4000\$ SA 283 Carbon Steel Grade C

Index harga 2013-2020

Tahun	Index	Pertumbuhan
-------	-------	-------------

2013	567,3	
2014	576,1	1,6%
2015	556,8	-3,4%
2016	541,7	-2,7%
2017	567,5	4,8%
2018	603,1	6,3%
2019	607,5	0,7 %
2020	596,2	-1,9%
RATA RATA		0,8%

Index Harga pada tahun 2027

$$\text{Index 2027} = P(1-i)^n$$

$$\text{Index 2027} = 599,8415$$

$$Ex = Ey \cdot Nx/Ny$$

Dimana:

Ex : Harga Pembelian alat pada tahun 2027

Ey : Harga pembelian alat pada tahun 2014 referensi

Nx : Index harga tahun 2027

Ny : Index harga pada tahun referensi 2014

$$Ex = 4164,843\$$$

LAMPIRAN D : PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI**1. Indeks Harga**

Penentuan harga peralatan berdasarkan Chemical Engineering Plant Cost Index. CEPCI tahun 1975 – 1990 (Timmerhaus, Tabel 3, hal. 163)

n	X = Tahun	Y = Annual Index	XY	X ²
1	1975	182	359.450	3.900.625
2	1976	192	379.392	3.904.576
3	1977	204	403.308	3908529
4	1978	219	433.182	3.912.484
5	1979	239	472.981	3.916.441
6	1980	261	516.780	3.920.400
7	1981	297	588.357	3.924.361
8	1982	314	622.348	3.928.324
9	1983	317	628.611	3.932.289
10	1984	323	640.832	3.936.256
11	1985	325	645.125	3.940.225
12	1986	318	631.548	3.944.196
13	1987	324	643.788	3.948.169
14	1988	343	681.884	3.952.144
15	1989	355	706.095	3.956.121
16	1990	356	708.440	3.960.100
Total				
16	31.720	4.569	9.062.121	
	62.885.240			

metode Least Square dari Peters & Timmerhaus 4th edition hal. 760,

$$y = ax + b$$

$$a = 11,995.588.24$$

$$b = -23.495,691.18$$

maka untuk mencari index harga ditahun

$$2014 = \text{US\$ } 663,423.529.4$$

$$2023 = \text{US\$ } 771,383.823.5$$

$$\text{Harga tahun sekarang} = \frac{\text{Indeks tahun sekarang} \times \text{Harga tahun ke } x}{\text{Indeks tahun ke } x}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga tahun 2023} &= \text{Indeks tahun 2023} / \text{Indeks tahun 2014} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \text{US\$ } 771,383.823.5 \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \text{US\$ } 663,423.529 \end{aligned}$$

2. Perhitungan biaya

a. Biaya Peralatan

Perhitungan biaya menyesuaikan dengan indeks harga pada tahun sekarang (2022) dengan tahun pabrik akan didirikan. Asumsi bahwa kondisi ekonomi Indonesia berada pada keadaan stabil. Diketahui bahwa nilai tukar US \$ pada bulan Agustus 2022 adalah Rp 14.851,45. Satuan mata uang yang digunakan pada perhitungan biaya adalah menggunakan US \$.

Sesuai dengan persamaan di atas, maka harga peralatan yang digunakan untuk perancangan pabrik silikon dioksida pada tahun 2023 adalah sebagai berikut:

	Kode	nama alat	jumlah	harga tahun 2014 (US \$)	harga tahun 2023 (US \$)	total (US \$)
1	F-110	TANGKI PENYIMPANA	1	64.700	75.228,765. 89	75.228,765. 89

		N ASAM SULFAT				
2	F- 380	TANGKI PENYIMPANA N SODIUM SILIKAT	1	428.200	497.881,878 8	497.881,878 8
3	M- 130	<i>MIXER</i>	1	315.900	367.307,065 6	367.307,065 6
4	M- 340	<i>MIXER</i>	1	297.800	346261,614 9	346.261,614 9
5	R- 210	REAKTOR	1	66.200	76.972,8640 2	76.972,8640 2
6	H- 220	FILTER	1	108.000	125.575,065 2	125.575,065 2
7	B- 310	DRYER	1	26.300	30.579,8538 3	30.579,8538 3
8	E- 211	<i>1</i>	1	6.300	7.325,21213 5	7.325,21213 5
9	E- 212	<i>2</i>	1	6.600	7.674,03176	7.674,03176
10	E- 222	<i>3</i>	1	2.700	3.139,37662 9	3.139,37662 9
11	E- 314	<i>HEATER 4</i>	1	10.600	12.324,9601	12.324,9601
12	E- 221	<i>COOLER 1</i>	1	8.700	10.115,7691 4	10.115,7691 4
13	E- 321	<i>COOLER 2</i>	1	5.300	6.162,48005	6.162,48005

1 4	H- 330	<i>CYCLONE</i>	1	4.000	4.650,92834	4.650,92834
1 5	H- 320	<i>CYCLONE</i>	1	4.500	5.232,29438 2	5.232,29438 2
1 6	J- 311	<i>CONVEYER</i>	1	11.700	13.603,9653 9	13.603,9653 9
1 7	J- 351	<i>CONVEYER</i>	1	11.700	13.603,9653 9	13.603,9653 9
1 8	J- 361	<i>CONVEYER</i>	1	11.700	13.603,9653 9	13.603,9653 9
1 9	J- 381	<i>CONVEYER</i>	1	11.700	13.603,9653 9	13.603,9653 9
2 0	L- 112	<i>POMPA</i>	1	17.000	19.766,4454 4	19.766,4454 4
2 1	L- 130	<i>POMPA</i>	1	19.000	22.091,9096 1	22.091,9096 1
2 2	L- 343	<i>POMPA</i>	1	13.500	15.696,8831 5	15.696,8831 5
2 3	L- 213	<i>POMPA</i>	1	16200	18836,2597 8	18836,2597 8
2 4	G- 313	<i>BLOWER</i>	1	900	1.046,45887 6	1.046,45887 6
2 5	G- 331	<i>BLOWER</i>	1	900	1.046,45887 6	1.046,45887 6
2 6	F- 370	<i>HOPPER</i>	1	2.700	3139,37662 9	3.139,37662 9
2 7	F- 380	<i>SILO</i>	1	201.400	234174,241 9	234174,241 9

	Tota		27	1.674.200	1.946.646,0	1.946.646,0
	1				57	57

Diperoleh nilai Total purchased equipment cost (PEC) = \$1.946.646,06 (US \$)

b. Biaya Bahan Baku dan Pendukung

Perhitungan biaya untuk bahan baku dan pendukung dilakukan untuk jangka waktu kebutuhan satu tahun. Rincian terkait biaya bahan baku dan pendukung selama satu tahun yaitu sebagai berikut:

No	Bahan baku	Harga (US\$/kg)	Kebutuhan /tahun (kg)	Biaya / tahun (US\$)
1	asam sulfat 98%	1,8	323.656	582.580,8
2	sodium silikat	1,3	10.304.000	13.395.200
3	air	0,006	1.385.903,889	8.315.423,334
		Total		\$13.977.789,12

c. Biaya Bahan Bakar

No	Bahan baku	Harga (US\$/L)	Kebutuhan /jam (L)	Kebutuhan /hari (L)	Kebutuhan /tahun (L)	Biaya / tahun (US\$)
1	diesel	0,0014	499,25	11.981,92	3.993.993,75	5.419,09
2	fuel oil	0,0012	1.025,46	24.610,98	8.703.661,08	9.611,72
					Total =	\$15.030,82

d. Harga Luas Tanah

Luas tanah (m ²)	=	14.520
Harga tanah per m ² (Rp)	=	800.000
Biaya penyediaan tanah (Rp)	=	14.520 x 800.000
	=	11.616.000.000,00
	=	782.170 (US\$)

e. Harga Luas Bangunan

Luas bangunan (m ²)	=	80% x 14.520
	=	11.616
Harga bangunan per m ² (Rp)	=	1.300.000
Biaya penyediaan bangunan (Rp)	=	11.616 x 1.300.000
	=	15.100.800.000,00
	=	1.016.820,42 (US\$)

f. Total Penjualan Produk

Annual cash Flow adalah uang tunai yang tersedia setiap tahunnya dan di hitung dengan cara sebagai berikut :

No	Produk	Harga (US\$/kg)	Produksi /jam (kg)	Produksi /hari (kg)	Produksi /tahun (kg)	Biaya /tahun (US\$)
1	silion dioksida	2	1.625	39.000	13.000.000	26.000.000
Total		2	1.625	39.000	13.000.000	26.00.0000

Maka,

Total harga penjualan produk (SP)	=	US\$ 26.000.000
Total Production Cost (TPC)	=	US\$20.405.945,58
Net Profit Before Tax (NPBT) production cost	=	harga penjualan produk - total production cost

	= US\$ 26.000.000 - US\$ 20.405.945,58
	= US\$ 5.594.054,42
Income Tax (25% NPBT)	= US\$ 5.594.054,42 x 25%
	= US\$ 1.398.513,60
Net Profit After Tax (NPAT)	= NPBT - Income tax
	= US\$ 5.594.054,42 - US\$ 1398513,605
	= US\$ 4.195.540,81
Depresiasi (10% FCI)	= US\$ 7.060.392,62 x 10%
	= US\$ 706.039,26
Annual Cash Flow	= NPAT + Depresiasi
	= US\$ 4.195.540,81 + US\$ 706.039,2622
	= US\$ 4.901.580,08
% Annual Cash Flow	= ACF / TCI x 100%
	= US\$ 4.901.580,08 / 7.844.880,69 x 100%
	= 62,48%

3. *Operating Cost Labor (OCL)*

Masing-masing karyawan mendapatkan gaji sesuai dengan kedudukannya dalam perusahaan. Berikut merupakan daftar gaji karyawan dalam satu bulan kerja :

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)
1	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
2	Direktur Teknik Dan Produksi	1	25.000.000	25.000.000
3	Direktur Keuangan Dan Umum	1	25.000.000	25.000.000
4	Staff Ahli	1	20.000.000	20.000.000

5	Ka. Bag. Produksi	1	12.000.000	12.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	12.000.000	12.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi Dan Umum	1	12.000.000	12.000.000
8	Ka. Bag. Litbang	1	12.000.000	12.000.000
9	Ka. Bag. Humas Dan Keamanan	1	12.000.000	12.000.000
10	Ka. Bag. K3	1	12.000.000	12.000.000
11	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, Dan Instrumen	1	12.000.000	12.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	8.000.000	8.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	8.000.000	8.000.000
14	Ka. Sek. Bahan Baku Dan Produk	1	8.000.000	8.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	8.000.000	8.000.000
16	Ka. Sek. Instrumen Dan Listrik	1	8.000.000	8.000.000
17	Ka. Sek. Laboratorium	1	8.000.000	8.000.000
18	Ka. Sek. Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
19	Ka. Sek. Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	1	8.000.000	8.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	8.000.000	8.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	8.000.000	8.000.000
23	Ka. Sek. K3	1	8.000.000	8.000.000
24	Karyawan Personalia	5	6.000.000	30.000.000
25	Karyawan Humas	5	6.000.000	30.000.000
26	Karyawan Litbang	5	6.000.000	30.000.000
27	Karyawan Pembelian	5	6.000.000	30.000.000

28	Karyawan Administrasi	5	6.000.000	30.000.000
29	Karyawan Pemasaran	5	6.000.000	30.000.000
30	Karyawan Kas/Anggaran	5	6.000.000	30.000.000
31	Karyawan Proses	5	6.000.000	30.000.000
32	Karyawan Pengendalian	4	6.000.000	24.000.000
33	Karyawan Laboratorium	7	6.000.000	42.000.000
34	Karyawan Pemeliharaan	4	6.000.000	24.000.000
35	Karyawan Utilitas	6	6.000.000	36.000.000
36	Karyawan K3	6	6.000.000	36.000.000
37	Operator Proses	50	5.500.000	275.000.000
38	Operator Utilitas	10	5.500.000	55.000.000
39	Sekuriti	6	4.800.000	28.800.000
40	Sekretaris	4	5.000.000	20.000.000
41	Perawat	2	4.500.000	9.000.000
42	Supir	5	4.500.000	22.500.000
43	Dokter	1	7.000.000	7.000.000
44	Cleaning Servis	8	4.500.000	36.000.000
Total		176	409.300.000	1.145.300.000

Jumlah gaji karyawan per bulan (Rp) = 1.145.300.000,00
jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya (Rp) = (12+1) bulan x 2000000
= Rp. 14.888.900.000,00
Gaji karyawan pertahun (US \$) = US\$ 1.002.552,02

4. *Total Capital Investment (TCI)*

Direct Cost (DC) (US\$)

A Equipment, Instalation and Investment

1 Purchased Equipment Cost (PEC) = US\$ 1.946.646,06

2	Shipping equipment cost (15% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	
	15%			
		= US\$ 291.996,91		
3	Equipment taxes cost (7% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	7%
		= US\$ 136.265,22		
4	Delivery equipment to location (5% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	5%
		= US\$ 97.332,30		
5	Instalation, insulation, painting (25% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	
	25%			
		= US\$ 486.661,51		
6	Instrumentation and controls (6% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	6%
		= US\$ 116.798,76		
7	Piping and installed (10% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	
	10%			
		= US\$ 194.664,61		
8	Electrical and installed (10% PEC)	= US\$ 1.946.646,06	x	
	10%			
		= US\$ 194.664,61		
B	Building	= US\$ 1.016.820,42		
C	Service Facilities and Yard Improvement (40% PEC)	= 1.946.646,06		
	x40%			
		= US\$ 778.658,42		
D	Land	= US\$ 782.170		
	Total Direct Cost (DC)	= 6.042.678,37		US\$
	Indirect Cost (IDC) (US\$)			
1	Engineering and Supervision (5% DC)	= US\$ 6.042.678,37	x	5%
		= US\$ 302.133,9185		
2	Construction Expenses (6% DC)	= US\$ 6.042.678,37	x	6%
		= US\$ 362.560,7022		

$$\begin{aligned}
 3 \quad \text{Contingency (5\% FCI)} &= \text{US\$ } 7.060.392,62 \times 5\% \\
 &= \text{US\$ } 353.019,6311 \\
 \text{Total Indirect Cost (IDC)} &= 1017714,252 \text{ US\$}
 \end{aligned}$$

Fixed Capital Investment (FCI) (US\$)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{US\$ } 6.042.678,37 + \text{US\$ } 302133,9185 + \text{US\$ } 362560,7022 / 100\% \\
 &- 5\% \\
 &= 7.060.392,62 \text{ US\$}
 \end{aligned}$$

$$\text{FCI} = \text{DC} + \text{IDC}$$

$$\begin{aligned}
 \text{check FCI} &= \text{US\$ } 6.042.678,37 + \text{US\$ } 1.017.714,252 \\
 &= 7.060.392,62 \text{ US\$}
 \end{aligned}$$

Working Capital Investment (WCI) (US\$)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI (10\% TCI)} &= \text{US\$ } 7.844.880,69 \times 10\% \\
 &= \text{US\$ } 784.488,07
 \end{aligned}$$

Total Capital Investment (TCI) (US\$)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{US\$ } 7.060.392,62 / 100\% - 10\% \\
 &= \text{US\$ } 7.844.880,69
 \end{aligned}$$

check TCI

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI} = \text{US\$ } 7.844.880,69$$

TOTAL PRODUCTION COST (TPC)

Manufacturing Cost (MC) (US\$)

1. Direct Production Cost (DPC)

$$\begin{aligned}
 \text{a. Bahan baku (Bahan baku + bahan bakar)} &= \text{US\$ } 14.036.732,86 \\
 \text{b. Operating Labor} &= \text{US\$ } 1.002.552,02 \\
 \text{c. Direct Supervisory and Clerical Labor (10\% OL)} &= \text{US\$ } 1.002.552,02 \times \\
 10\% &= 100.255,20
 \end{aligned}$$

d. Utilitas (10% TPC)	= US\$ 20.405.945,58 x
10%	= US\$ 2.040.594,56
e. Maintenance and Repair (2% FCI)	= US\$ 7.060.392,62 x
2%	= US\$ 141.207,85
f. Laboratory Charge (10% OL)	= US\$ 1.002.552,02 x
10%	= US\$
100.255,20	
g. Patents and Royalties (2% TPC)	= US\$ 20.405.945,58 x 2%
	= US\$ 408.118,91

Total Direct Production Cost = US\$ 17.829.716,60

2. Fixed Charges (FC) (US\$)

a. Depreciation (10% FCI)	= US\$ 7.060.392,62 x 10%
	= US\$ 706.039,26
b. Local Taxes (1% FCI)	= US\$ 7.060.392,62 x 1%
	= US\$ 70.603,93
c. Insurances (1% FCI)	= US\$ 7.060.392,62 x 1%
	= US\$ 70.603,93

Total Fixed Charge = US\$ 847.247,11

3. Plant Overhead Cost (POC)

POC	=	50% x (OL + DSCL + MR)
POC	=	50% x US\$ 100.255,20
	=	US\$ 170.859,13 + US\$ 100255,2017 + US\$ 141207,8524

Total Manufacturing Cost (MC)

DPC + FC + POC	= US\$ 17.829.716,60 + US\$ 847247,1147
	= US\$ 18.847.822,85 + US\$ 170859,1279

General Expenses (GE)

1. Administrasi Costs (15% OL + DSCL + MR)=	15% x US\$ 100.255,20
	= US\$ 51.257,74 + US\$ 100.255,20 + US\$ 141.207,85

2. Distributing & marketing Costs (2% TPC)	= US\$ 20.405.945,58 x 2%
	= US\$ 408.118,91
3. Research and Development (5% TPC)	= US\$ 20.405.945,58 x 5%
	= US\$ 1.020.297,28
4. Financing (1% TCI)	= US\$ 7.844.880,69 x 1%
	= US\$ 78.448,81

Total General Expenses (GE) = US\$ 1.558.122,74

Total Production Cost (TPC)

TPC	= US\$ 1.652.8815,92 / 100% - 19%
	= US\$ 20.405.945,58

Check, TPC= MC + GE = US\$ 18.847.822,85 + US\$ 1558122,736
 = US\$ 20.405.945,58

5. Lama Pengembalian Modal

Total Capital Investement (TCI)	= US\$ 7.844.880,69
Annual Cash Flow (ACF)	= US\$ 4.901.580,076
Bunga Modal (b)	= 20%
Salvage value (Vs)	= 0
Umur Pabrik (n)	= FCI – Vs / D
	= US\$ 7.060.392,62 - 0 / US\$ 706.039,26
	= 10 tahun

$$\begin{aligned}
 \text{ANGSURAN} &= A = \text{TCI} \left[\frac{b(1+b)^N}{(1+b)^N - 1} \right] = \text{US\$ } 7.844.880,69 \{ [20\%(1 + 20\%)^4] / [(1 + 20\%)^4 - 1] \} \\
 &= 7.844.880,69 \times 0,39 \\
 &= 3.030.392,064
 \end{aligned}$$

10.1 Tabel Angsuran Pengembalian Modal

Tahun ke-	Pinjaman (US\$)	Bunga (US\$)	Total		Sisa
			Pinjaman (US\$)	Angsuran (US\$)	Pinjaman (US\$)
0	7.844.880,69		0	7.844.880,69	0
1	7.844.880,69	1.568.976,14	9.413.856,83	3.030.392,06	6.383.464,77
2	6.383.464,77	1.276.692,95	7.660.157,72	3030392,064	4.629.765,65
3	4.629.765,65	925.953,13	5.555.718,78	3030392,064	2.525.326,72
4	2.525.326,72	505.065,34	3.030.392,06	3030392,064	0,00
Total		4.276.687,57		12121568,26	

b. Pay Out Time

$$POT = FCI + \text{Bunga TCI} / ACF$$

Keterangan:

$$FCI \text{ (Fixed capital Investment)} = \text{US } \$ 7060392,62$$

$$\text{Bunga Total Capital investment} = \text{US } \$ 4.276.687,57$$

$$ACF \text{ (Annual Cash Flow)} = \text{US } \$ 4901580,076$$

$$POT = \frac{7060392,62 + 4.276.687,57}{4901580,076} = \text{US\$ } 2,312943992$$

Pay Out Time yang diperoleh adalah 2,52 tahun, yaitu kurang dari setengah dari umur pabrik maka pabrik ini layak didirikan.

Total Modal Akhir

c. Net Profit Total Life of The Project (NPOTLP)

$$NPOTLP = CCP + CR$$

Keterangan :

$$CCP = \text{Cummulative cash Position}$$

$$CR = \text{Capital Recovery}$$

- Cummulative Cash Position (CCP)

$$\text{CCP} = n \cdot \text{ACF} - \text{TCI}$$

Keterangan :

$$n \text{ (umur pabrik)} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 4.901.580,076$$

$$\text{TCI (Total Capital Investment)} = \text{US \$ } 7.844.880,69$$

$$\begin{aligned} \text{CCP} &= 10 \times \text{US\$ } 4.901.580,076 - \text{US\$ } 7.844.880,69 \\ &= \text{US\$ } 49.015.800,76 - \text{US\$ } 7.844.880,69 \\ &= \text{US\$ } 41.170.920,07 \end{aligned}$$

- *Capital Recovery*

Capital Recovery (CR) merupakan modal yang masih ada pada masa akhir umur pabrik. *Capital Recovery* ini meliputi modal kerja (*Working Capital*) dan lahan (*Land*). Nilai CR dihitung melalui Persamaan 10.4.

$$\text{CR} = \text{WCI} + \text{Vs} + \text{L} \quad (10.4)$$

Keterangan :

$$\text{WCI (Working Capital Investment)} = \text{US\$ } 784.488,07$$

$$\text{Vs (Salvage Value)} = \text{US \$ } 0$$

$$\text{Land (L)} = \text{US \$ } 782.170$$

$$\begin{aligned} \text{CR} &= \text{WCI} + \text{Vs} + \text{L} \\ &= \$784.488,07 + 0 + \$782.170 \\ &= \$1.566.657,62 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPOTLP} &= \text{CCP} + \text{CR} \\ &= \text{US\$ } 41.170.920,07 + \text{US\$ } 1.566.657,62 \\ &= \text{US\$ } 42.737.577,69 \end{aligned}$$

Sebagai pembanding parameter, maka perlu diketahui nilai TCI ditambahkan dengan bunga modal.

$$\begin{aligned} \text{TCI} + \text{Bunga} &= \text{US\$ } 7.844.880,69 + \text{US\$ } 4.276.687,566 \\ &= \text{US\$ } 12.121.568,26 \end{aligned}$$

d. Total Capital Sink (TCS)

$$\text{TCS} = n \cdot \text{ACF} - \text{Jumlah Angsuran}$$

Keterangan :

$$n \text{ (umur pabrik)} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 4.901.580,076$$

$$\Sigma \text{ Angsuran} = \text{US \$ } 12.121.568,26$$

sehingga,

$$\begin{aligned} \text{TCS} &= n \cdot \text{ACF} - \text{Jumlah Angsuran} \\ &= 10 \times \text{US\$ } 4.901.580,076 - \text{US\$ } 12.121.568,26 \\ &= \text{US\$ } 36.894.232,5 \end{aligned}$$

Laju Pengembalian Modal**a. Rate of Return Investment (ROR)**

$$\text{ROR} = \text{NPAT} / \text{TCI} \times 100\%$$

sehingga diperoleh nilai ROR,

$$\begin{aligned} \text{ROR} &= \text{US\$ } 4.195.540,814 / \text{US\$ } 7.844.880,69 \times 100\% \\ &= 0,534812571 \\ &= 53,48\% \end{aligned}$$

Break Event point

$$\text{BEP} = (\text{Fixed Cost} / (\text{Selling Price} - \text{Variable Cost})) \times 100\%$$

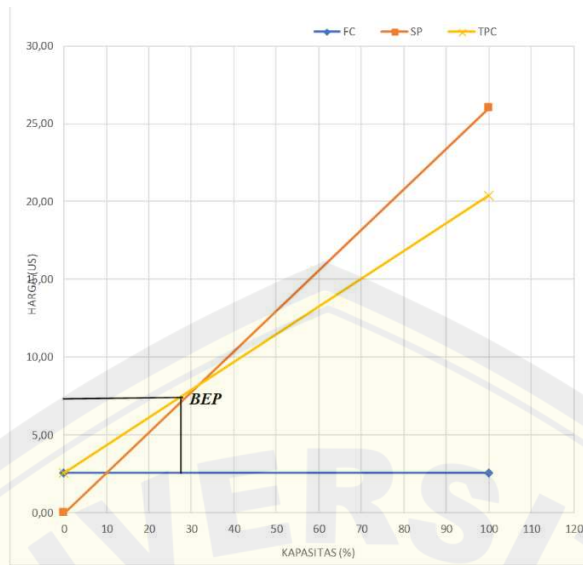
$$\text{Biaya Tetap (FC)} = \text{US \$ } 2,58$$

$$\text{Biaya Variabel (VC)} = \text{US \$ } 17,83$$

$$\text{Selling Price} = \text{US \$ } 26$$

Sehingga nilai BEP diperoleh,

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= (\text{Fixed Cost} / (\text{Selling Price} - \text{Variable Cost})) \times 100\% \\ &= \text{US\$ } 2,58 / (\text{US\$ } 26 - \text{US\$ } 17,83) \times 100\% \\ &= 31,53\% \end{aligned}$$



Gambar 10.1 Grafik Break Even Point (BEP)

