

**PRARANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM
PADI DENGAN KAPASITAS 65.000 TON / TAHUN**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Disusun Oleh :

Nama : Mira Mekar Melati

Nama : Septiana Eka Syaputri

No. Mahasiswa: 19521020

No. Mahasiswa : 19521029

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM PADI

DENGAN KAPASITAS 65.000 TON / TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Mira Mekar Melati Nama : Septiana Eka Syaputri

No. Mahasiswa: 19521020

No. Mahasiswa : 19521029

Yogyakarta, 6 September 2023

Menyatakan bahwa naskah Prarancangan Pabrik ini sudah ditulis berdasarkan kaidah ilmiah. Jika terdapat unsur plagiasi, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi sesuai peraturan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan



Mira Mekar Melati

19521020

Tanda Tangan



Septiana Eka Syaputri

19521029

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM PADI
DENGAN KAPASITAS 65.000 TON / TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK



Pembimbing

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK SILIKA BUBUK DARI SEKAM PADI DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Mira Mekar Melati
NIM : 19521020

Nama : Septiana Eka Syaputri
NIM : 19521029

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.


Ketua


Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.


Dosen Penguji I

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

Dosen Penguji II



 14/10/2023

 14/10/2023

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan hidayah-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM PADI DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN”. Tugas Akhir prarancangan pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilakukan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya
2. Kedua Orang Tua kami, (Bapak Muh dalyono dan Ibu Al hidayati selaku orang tua dari Mira Mekar Melati) Serta (Bapak Mulyana dan Mama Maryanti selaku orang tua dari Septiana Eka Syaputri) yang selalu memberikan doa, semangat

dan motivasi selama menempuh pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.

3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Khamdan Cahyari., Dr., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, masukan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 6 September 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamualaikum Wr. Wb

Alhamdulillahirabbilalamin dengan mengucapkan rasa syukur atas rahmat Allah SWT sebagai ungkapan terimakasih atas segala pertolongan dan kemudahan yang diberikan dalam setiap kesulitan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini.

Segala perjuangan saya hingga sampai saat ini, saya persembahkan teruntuk orang-orang hebat yang selalu menjadi penyemangat, menjadi alasan saya kuat sehingga bisa menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini. Lembar persembahan ini sebagai ucapan terimakasih, tugas akhir ini saya persembahkan untuk :

1. Kedua Orang Tua saya yang paling berjasa dalam hidup saya dan yang sangat saya cintai yaitu Bapak Muh Dalyono dan Ibu Al Hidayati yang selalu menjadi penyemangat saya sebagai sandaran terkuat dari kerasnya dunia. Saya mengucapkan terimakasih yang sangat mendalam atas perjuangan, pengorbanan, cinta, kasih sayang, nasihat, semangat, serta senantiasa menuturkan doa-doa baik yang tiada henti kepada anaknya untuk kemudahan dan kelancaran selama proses hidup saya terutama pada masa perkuliahan berlangsung. Semoga selalu diberikan kesehatan bapak dan ibu harus selalu ada di setiap perjalanan & pencapai hidup saya dan Semoga Allah selalu menjaga kalian dalam kebaikan dan kemudahan Aamiin.

2. Bapak Khamdan Cahyari., Dr., S.T., M.Sc selaku dosen pembimbing yang senantiasa meluangkan waktu, pikiran, dan kepercayaannya kepada saya dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Terima kasih banyak atas saran yang Bapak berikan selama proses penyusunan Tugas Akhir ini. Semoga Bapak senantiasa diberikan kesehatan dan kebahagiaan selalu.
3. Melani Puspita Dewi, Fajar Bagus Setyawan ,Joko Triyono dan Rizan Yuni Hanawati yaitu kakak saya. Saya mengucapkan terimakasih yang sangat mendalam atas dukungan, semangat, doa,nasihat, dan kasih sayang kepada adik terakhir kalian ini selama menempuh pendidikan di perkuliahan. Maafkan adikmu ini yang masih sering merepotkan kalian.
4. Fajar Bagus Setyawan kakak kedua saya, terimakasih sudah membiayai saya kuliah dari awal sampai saat ini. Semoga kebbaikannya dibalas oleh Allah SWT.
5. Septiana Eka Syaputri, teman kuliah saya dari maba sampai saat ini yang sekaligus jadi partner saya dalam berproses di tekkim. Terimakasih ya sudah jadi partner yang baik saya sejak KP, Penelitian, hingga Tugas Akhir ini. Akhirnya kita bisa melewati ini semua. Semoga sukses untuk kedepan-nya dimanapun kamu berada.
6. Reborn Toxic (Asri, Adis, Bella, Ibokk, Farida, Septi). Terimakasih telah menjadi teman sejak awal perkuliahan, menjadi tempat bercerita dan terimakasih sudah mewarnai dan membersamai selama masa perkuliahan ini. Semoga Allah SWT selalu melindungi dan memberikan kebahagiaan untuk kalian dan sukses kedepan-nya dimanapun kalian berada.

7. Teman-teman SMA saya (Maya, Erlina, Atika, Ayu, Aufa, Dipaa, Lalaa).
Terimakasih atas semangat dan dukungan selama ini dan makasih juga masih selalu ada buat saya sampai saat ini. Semoga Allah SWT selalu melindungi dan memberikan kebahagiaan untuk kalian.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2019 saya ucapkan terimakasih untuk segala kebaikan yang telah diberikan dan semoga kita bisa meraih kesuksesan untuk masa depan.
9. Terakhir, untuk diri saya sendiri, Terimakasih sudah kuat berjuang sejauh ini dan tidak pernah memutuskan untuk menyerah sesulit apapun proses penyusunan Tugas Akhir ini dengan menyelesaikan sebaik dan semaksimal mungkin, ini merupakan pencapaian yang patut dibanggakan untuk diri sendiri.

Wassalamualaikum Wr.Wb

Mira Mekar Melati

Teknik Kimia 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN

“Maka ingatlah kepada-Ku, Aku pun akan ingat kepadamu. Bersyukurlah kepada-Ku, dan janganlah kamu ingkar kepada-Ku. Wahai orang-orang yang beriman! Mohonlah pertolongan (kepada Allah) dengan sabar dan shalat. Sungguh, Allah beserta orang-orang yang sabar.”

(Q.S Al-Baqarah, 152-153)

“You’re doing fine. Sometimes you’re doing better, sometimes you’re doing worse, but at the end, it’s you. So I just want you to have no regrets. I want you to feel yourself grow and I just want you to also love yourself”

(Mark Lee)

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat, rahmat, karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan skripsi yang menjadi salah satu syarat dalam menyelesaikan pendidikan pada Program Studi Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia. Segala perjuangan dan rintangan yang dilewati hingga mencapai titik ini, saya persembahkan untuk orang-orang hebat yang selalu menjadi penyemangat, menjadi alasan penulis bisa kuat sehingga dapat menyelesaikan Karya Tulis Ilmiah ini.

1. Bapak Mulyana dan Mama Maryanti, selaku kedua orang tua penulis, cinta pertama penulis, dan pintu surga penulis. Terima kasih atas doa, kasih sayang, cinta, dukungan batin, materi, dan bantuan tak ternilai lainnya yang

telah Bapak dan Mama berikan kepada Kakak hingga bisa mencapai titik ini. Semoga Bapak dan Mama selalu sehat, bahagia, dan berkah yang diberikan dapat dibalas oleh Allah SWT dengan cara yang paling baik.

2. Bapak Khamdan Cahyari., Dr., S.T., M.Sc selaku dosen pembimbing yang senantiasa meluangkan waktu, pikiran, dan kepercayaannya kepada saya dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Terima kasih banyak atas saran yang Bapak berikan selama proses penyusunan Tugas Akhir ini. Semoga Bapak senantiasa diberikan kesehatan dan kebahagiaan selalu.
3. Dwi Dahlia tersayang, selaku adik kandung penulis. Terima kasih atas canda., tawa, dukungan, dan motivasi yang telah Adek berikan hingga saat ini, semoga Adek nanti diberikan kebahagiaan, kesuksesan, dan kemudahan untuk meraih gelar Sarjana.
4. Mira Mekar Melati, partner saya mulai dari KP, Penelitian, hingga Tugas Akhir. Terimakasih atas perjuangan, kerja sama, kesabaran dan semua yang telah di lewatkan semogailmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat untuk sekitar.
5. Tivani Yona Silvia, A.Md.Kom, selaku sahabat penulis semasa SMA hingga sekarang,yang selalu memberikan dukungan tanpa henti. Terima kasih sudah menjadi tempat berkeluh kesah, memberikan semangat dan nasehat ketika penulis berada di titik terendah. Terima kasih sudah membantu penulis untuk bangkit dan selalu membuat penulis berpikir positif setiap harinya. Semoga selalu diberikan kelancaran dalam pekerjaannya.

6. Teman-teman semasa SMP dan SMA dan kuliah. Terimakasih telah menjadi tempat berukar cerita selama menjalani masa SMP, SMA, perkuliahan hingga proses penulisan skripsi ini. Terima kasih telah menjadi penghibur, pendengar yang baik, dan selalu memberikan dukungan dan bantuan untuk penulis selama menjalani sulitnya masa perkuliahan dan penyusunan skripsi.
7. Terakhir, terima kasih kepada pemilik NIM 19521029 karena tidak menyerah dan berjuang dalam keadaan apa pun. Terima kasih sudah berusaha keras dan bersabar dalam menghadapi segala situasi dan mampu mengendalikan diri dari berbagai tekanan di luar keadaan.

Septiana Eka Syaputri

Teknik Kimia UII 2019

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR LAMPIRAN.....	xii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xiii
ABSTRAK	xv
BAB I	xv
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan Pabrik.....	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri.....	3
1.2.2 Ekspor Silika Bubuk	4
1.2.3 Impor Silika Bubuk.....	6
1.2.4 Konsumsi Silika	7
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.3.1 Sekam Padi	9
1.3.2 Silika	10
1.3.3 Pemilihan Proses	12
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika.....	17

BAB II.....	26
PERANCANGAN PRODUK.....	26
2.1 Spesifikasi Produk.....	26
2.2 Spesifikasi Bahan.....	27
2.3 Pengendalian Kualitas.....	27
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	28
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi.....	28
2.3.3 Penngendalian Kualitas Produk.....	29
BAB III.....	31
PERANCANGAN PROSES.....	31
3.1 Uraian Proses.....	31
3.2 Spesifikasi Alat.....	35
3.2.1 Spesifikasi Alat Proses.....	35
3.3 Neraca Massa.....	62
3.3.1 Neraca Massa Furnace.....	62
3.3.2 Neraca Massa Reaktor.....	63
3.3.3 Neraca Massa Mixer.....	60
3.3.4 Neraca Massa Centrifuge.....	62
3.3.5 Neraca Massa Ball Mill.....	65
3.3.6 Neraca Massa Vibrating Screen.....	66
3.4 Neraca Panas.....	68
3.4.1 Reaktor 1 (R-01).....	68
3.4.2 Reaktor 2 (R-02).....	69
3.4.3 Furnace 1 (F-01).....	69
3.4.4 Mixer 1 (M-01).....	70
3.4.5 Mixer 2 (M-02).....	70
3.4.6 Mixer 3 (M-03).....	71
3.4.7 Centrifuge 1 (CF-01).....	71

3.4.8	Centrifuge 2 (CF-02)	72
3.4.9	Centrifuge 3 (CF-03)	72
3.4.10	Centrifuge 4 (CF-04)	73
3.4.11	Ball Mill (BM-01)	73
3.4.12	Vibrating Screen (VS-01)	74
3.4.13	Cooler (CL-01)	74
3.4.14	Heater (H-01)	75
BAB IV		76
PERANCANGAN PABRIK		76
4.1	Lokasi Pabrik	76
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	76
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	79
4.2	Tata Letak Pabrik	80
4.3	Tata Letak Mesin/ Alat Proses	85
4.4	Organisasi Perusahaan	87
BAB V		114
UTILITAS		114
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	116
5.1.1	Unit Penyediaan Air	116
5.1.2	Unit Pengolahan Air	120
5.2	Unit Pembangkit Steam	122
5.3	Unit Pembangkit Listrik	122
5.4	Unit Penyedia Bahan Bakar	127
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan	127
5.6	Unit Pengolahan Limbah	127
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	128
BAB VI		136
EVALUASI EKONOMI		136

6.1	Evaluasi Ekonomi.....	136
6.2	Penaksiran Harga Peralatan.....	137
6.3	Perhitungan Biaya	139
6.3.1	Dasar Perhitungan	140
LAMPIRAN.....		161

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Produksi Padi di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Data Produksi Sekam Padi	3
Tabel 1. 3 Data Pabrik Silika di Indonesia.....	4
Tabel 1. 4 Nilai Ekspor Silika Bubuk	5
Tabel 1. 5 Nilai Impor Silika Bubuk.....	6
Tabel 1. 6 Data Konsumsi Silica Pada Pabrik Semen.....	7
Tabel 1. 7 Kondisi Operasi yang Umum Pada Proses Sol Gel	14
Tabel 1. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Silica Bubuk.....	15
Tabel 2. 1 Sifat Fisis Silika Bubuk	26
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan.....	27
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku	35
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa	36
Tabel 3. 3 Furnace.....	39
Tabel 3. 4 Reaktor	40
Tabel 3. 5 Mixer	42
Tabel 3. 6 Centrifuge.....	44
Tabel 3. 7Ball Mill	45
Tabel 3. 8 Vibrating Screen	46
Tabel 3. 9 Cooler.....	47
Tabel 3. 10 Heater	50
Tabel 3. 11 Silo	51
Tabel 3. 12 Screw Conveuyor.....	52
Tabel 3. 13 Pneumatic Conveyor	59
Tabel 3. 14 Blower	59
Tabel 3. 15 Neraca Masa Furnace.....	62
Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor-01	63
Tabel 3. 17 Neraca Massa Reaktor-02	60
Tabel 3. 18 Neraca Massa Mixer-01	60
Tabel 3. 19 Neraca Massa Mixer-02.....	61
Tabel 3. 20 Neraca Massa Mixer-03	61
Tabel 3. 21 Neraca Massa Centrifuge-01.....	62
Tabel 3. 22 Neraca Massa Centrifuge-02.....	64

Tabel 3. 23 Neraca Massa Centrifuge-03.....	64
Tabel 3. 24 Neraca Massa Centrifuge-04.....	65
Tabel 3. 25 Neraca Massa Ball Mill.....	65
Tabel 3. 26 Neraca Massa Ball Mill (Recycle).....	66
Tabel 3. 27 Neraca Massa Vibrating Screen.....	66
Tabel 3. 28 Neraca Panas Reaktor-01.....	68
Tabel 3. 29 Neraca Panas Reaktor-02.....	69
Tabel 3. 30 Neraca Panas Furnace.....	69
Tabel 3. 31 Neraca Panas Mixer-01.....	70
Tabel 3. 32 Neraca Panas Mixer-02.....	70
Tabel 3. 33 Neraca Panas Mixer-03.....	71
Tabel 3. 34 Neraca Panas Centrifuge-01.....	71
Tabel 3. 35 Neraca Panas Centrifuge-02.....	72
Tabel 3. 36 Neraca Panas Centrifuge-03.....	72
Tabel 3. 37 Neraca Panas Centrifuge-04.....	73
Tabel 3. 38 Neraca Panas Ball Mill.....	73
Tabel 3. 39 Neraca Panas Vibrating Screen.....	74
Tabel 3. 40 Neraca Panas Cooler.....	74
Tabel 3. 41 Neraca Panas Heater.....	75
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah.....	82
Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	101
Tabel 4. 3 Penggolongan Karyawan dan Tingkat Pendidikan.....	102
Tabel 4. 4 Sistem Gaji Karyawan.....	105
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	117
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Proses.....	118
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Domestik.....	119
Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air.....	119
Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Steam.....	122
Tabel 5. 6 Kebutuhan listrik alat proses.....	123
Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	125
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Alat Penunjang.....	125
Tabel 5. 9 Kebutuhan Listrik Total.....	126
Tabel 5. 10 Spesifikasi Bak Utilitas.....	128
Tabel 5. 11 Spesifikasi Screener.....	130
Tabel 5. 12 Spesifikasi Tangki Utilitas.....	130

Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas	133
Tabel 5. 14 Spesifikasi Cooling Water	135
Tabel 6. 1 Indeks Harga	137
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	141
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	142
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investmen (FCI)	142
Tabel 6. 5 Manufacturing Cost.....	144
Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost	145
Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost	146
Tabel 6. 8 Manufacturing Cost (MC).....	146
Tabel 6. 9 General Expense	147
Tabel 6. 10 Production Cost.....	147
Tabel 6. 11 fixed cost (Fa)	150
Tabel 6. 12 Regulated Cost (Ra).....	151
Tabel 6. 13 Variable Cost (Va)	151
Tabel 6. 14 Sales Price	152

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Ekspor Silika Bubuk.....	5
Gambar 1. 2 Grafik Data Impor Silica Powder.....	7
Gambar 4. 1 Peta Lokasi Pabrik.....	76
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik	84
Gambar 4. 3 Tata Letak Mesin.....	87
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi.....	90
Gambar 6 1 Tahun vs Indeks Harga.....	139
Gambar 6 2 Grafik Analisis Ekonomi.....	154
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas.....	115

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 1 Perancangan Reaktor	161
Lampiran 1 2 PEFD	194

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperature, °C
P	: Tekanan, atm
ρ	: Densitas, kg/m ³
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
μ	: Viskositas, cP
A	: Luas penampang, ft ²
M	: Massa, kg
π	: Jari-jari, m
x	: Konversi, %
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
E	: Efisiensi sambungan
f	: Allowable stress, psia
icr	: jari-jari sudut dalam, in
L	: lebar pengaduk, m
N	: kecepatan putaran, rpm
UD	: Koefisien perpindahan panas <i>overall</i> HE, Btu/jam ft ² °F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² °F
P	: Panjang, m
l	: lebar, m

ts : tebal shell, in
th : tebal head, in
k : konduktivitas termal, Btu/jam ft²°F
K : Konstanta kinetika reaksi
R : tetapan konstan gas
Fv : laju alir, m³/jam
T : waktu, jam
V : Volume, m³
Sg : Specific gravity
LMTD : Long mean temperature different, °F
ΔH : enthalpy
Q : kalor

ABSTRAK

Pabrik silika bubuk dirancang untuk memenuhi kebutuhan silika dioksida baik di dalam maupun di luar Indonesia. Kapasitas yang direncanakan sebesar 65.000 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan berdiri di Indramayu, Jawa Barat di tanah seluas 40.632 m². Proses pembuatan silika bubuk menggunakan proses *sol-gel* yang dilakukan dalam dua tahap dimana keduanya memakai Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan kondisi operasi (1 atm dengan suhu 95°C untuk reaktor 1) dan (1 atm dengan suhu 45°C untuk reaktor 2). Untuk memproduksi silika bubuk sebesar 65.000 ton/ tahun (kg/jam) diperlukan bahan baku sekam padi sebanyak 24.740,7 kg/jam, asam klorida sebanyak 25.580,5 kg/jam, dan natrium hidroksida sebanyak 10.398,6 kg/jam. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air proses sebesar 19.676,96 kg/jam, air pendingin sebesar 4.860,55 kg/jam, penyediaan saturated steam 1.454,82 kg/jam, penyediaan udara tekan sebesar 5 m³/jam, penyediaan listrik sebesar 645,79 kW diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 220.390.771.523 dan setelah dipotong pajak 25% keuntungan mencapai Rp 154.273.540.066. Persentase ROI (*Return on Investment*) sebelum pajak 41,7% dan sesudah pajak sebesar 29,2%. Persentase POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak sebesar 2,1 tahun dan setelah pajak sebesar 3 tahun. BEP (*Break Event Point*) yang diperoleh sebesar 43,96%. SDP (*Shut Down Point*) yang diperoleh sebesar 30,98%. DCFR yang diperoleh sebesar 18,53%. Dari data Analisa kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak dipertimbangkan untuk pendirian di Indonesia.

Kata kunci: Proses *sol-gel*, RATB, sekam padi, silika bubuk

ABSTRACT

Silica powder plant is designed to supply the needs of silicon dioxide both inside and outside Indonesia. The planned capacity of 65.000 tons/year. The factory operates continuously during the 330 days in a year. This factory is planned to stand in Indramayu, West Java above land 40,632 m². The process of making silica powder using sol-gel process that is carried out in two stages in which both use Continuous Stir Tank Reactor (CSTR) with operating conditions (1 atm with a temperature of 95°C for reactor 1) and (1 atm with a temperature of 45°C for reactor 2). For producing silica powder amounted to 65.000 tons/year takes the raw material rice husk as much as 24.740,7 kg/h. Supporting utilities water supply include process amounted to 19.676,96 kg/h, water cooling of 4.860,55 kg/h, providing saturated steam of 1.454,82 kg/h, compressed air supply of 5 m³ /h, provision of electricity of 645,79 kW obtained from. Of economic analysis against the factory shows a profit before tax of Idr Rp 220.390.771.523/year after the tax cut 25% profit reaches Rp 154.273.540.066/ year. Percent Return on Investment (ROI) before tax of 41,7% and after tax 29,2%. Pay Out Time (POT) before tax for 2,1 years and after tax 3 years. Break Even Point (BEP) of 43,96%, and Shut Down Point (SDP) of 30,98%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) accounting for issuance for 18,53%. Feasibility analysis of the data above, it was concluded that the factory is profitable and worth considering for the establishment in Indonesia.

Key words: CSTR, rice husk, silica powder , sol-gel process

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki jumlah populasi penduduk terbanyak ke 4 di dunia. Sebagian besar penduduk Indonesia bekerja di sektor pertanian. Oleh karena itu, Indonesia disebut sebagai negara agraris. Indonesia disebut menjadi produsen padi terbesar kedua di Asia Tenggara. Berdasarkan hasil Survei KSA, pada tahun 2021, produksi padi di Indonesia mencapai 54,42 juta ton GKG. Jika dikonversikan menjadi beras, produksi beras tahun 2021 sebesar 31,36 juta ton (Badan Pusat Statistik, 2021).

Peningkatan produksi padi diiringi juga dengan meningkatnya limbah penggilingan padi, yaitu sekam padi. Sekam padi yang dihasilkan dari proses penggilingan sebesar 20% dari produksi padi, sedangkan jumlah abu sekam mencapai 18% dari jumlah sekam (Folletto, 2006). Sekam padi merupakan salah satu limbah pertanian yang banyak manfaatnya. Namun sebagian besar sekam padi dibuang dan tidak dimanfaatkan dengan baik. Sekam padi merupakan bahan beligno-selulosa dengan kandungan silika yang tinggi. Menurut Ismail dan Waliuddin (1996), kandungan kimia dalam sekam padi terdiri dari 50% selulosa, 25-30% lignin, dan 15-20% silika. Salah satu komponen terbesar dalam sekam padi adalah silika (SiO_2) sebesar 94-96%, jika sampel sekam sudah terkontaminasi dengan zat lain yang

kandungan silikanya rendah, maka nilainya akan menurun menjadi 90% atau di bawah itu. Abu sekam padi mengandung berbagai bahan organik, anorganik, dan logam.

Sekam padi merupakan limbah pertanian yang dapat menyebabkan pencemaran lingkungan apabila tidak ditangani dengan baik. Jika diolah dengan tepat, dapat meningkatkan nilai ekonomi sekam padi. Sekam padi mempunyai kandungan silika yang tinggi, yang berpotensi dimanfaatkan untuk diolah menjadi silika powder. Indonesia masih mengimpor silika powder untuk mencukupi kebutuhan lokal, meskipun dapat diproduksi dalam negeri. Dengan didirikannya pabrik, diharapkan dapat menekan kebutuhan impor dalam negeri.

Dengan semua potensi sekam padi di atas, sangat memungkinkan untuk mendirikan pabrik silika powder dari sekam padi.

Dibawah ini terdapat data produksi padi di indonesia dari tahun 2020-2022:

Tabel 1. 1 Data Produksi Padi di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)
2020	54.649.202
2021	54.415.294
2022	55.670.219

(Sumber : Badan Pusat Statistik,2022)

Dari proses penggilingan padi biasanya diperoleh sekam padi sekitar 20-30%.

Jadi dapat disimpulkan bahwa perolehan sekam padi pada tahun 2020-2022 yaitu :

Tabel 1. 2 Data Produksi Sekam Padi

Tahun	Produksi (ton/tahun)
2020	13.662.300
2021	13.603.823
2022	13.917.554

(Sumber : Badan Pusat Statistik,2022)

1.2 Kapasitas Perancangan Pabrik

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Penentuan kapasitas pabrik suatu produk yang akan didirikan perlu mempertimbangkan keberadaan pabrik-pabrik serupa yang telah berdiri. Hal ini untuk memberikan gambaran rentang kapasitas pabrik yang layak didirikan atau yang menguntungkan untuk didirikan.

Pada tabel ini ditunjukkan data kapasitas produksi pabrik silica yang telah berdiri di Indonesia.

Tabel 1. 3 Data Pabrik Silika di Indonesia

Nama Pabrik	Produksi (ton/tahun)
PT. Jara Silica	48.000
PT. Silicaindo Makmur Sentosa	50.000
PT. PQ Silicas Indonesia	26.000
PT. Sibelco Lautan Minerals	60.000
PT. Tochu Silika Indonesia	66.000

(Sumber: <https://kemenperin.go.id/direktori-perusahaan>)

Dari Tabel 1.3 didapatkan jumlah produksi silika yang ada pada pabrik di Indonesia yaitu 250.000 ton. Dan pada Tabel 1.3 dapat diketahui bahwa pendirian pabrik silika akan menguntungkan pada rentang kapasitas 26.000 - 66.000 ton/tahun.

1.2.2 Ekspor Silika Bubuk

Dalam menentukan kapasitas pabrik perlu dipertimbangkan perkembangan kebutuhan bahan yang akan diproduksi. Jumlah ekspor silika bubuk pada tahun 2017-2021 dapat dilihat pada Tabel 1.4:

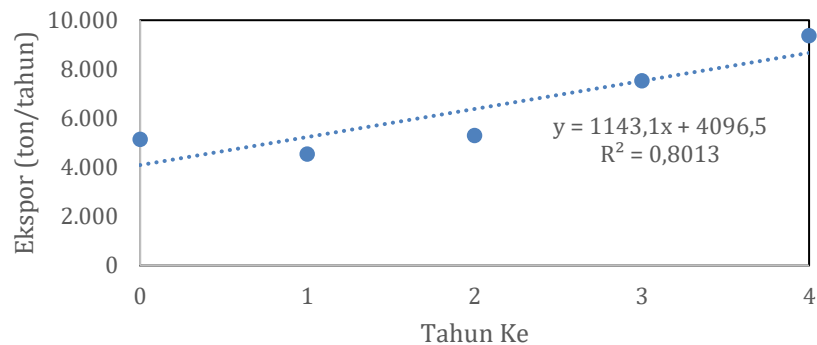
Tabel 1. 4 Nilai Ekspor Silika Bubuk

Tahun	Tahun Ke	Ekspor (ton/tahun)
2017	0	5.149,14488
2018	1	4.552,384
2019	2	5.305,9685
2020	3	7.530,09122
2021	4	9.375,91041

(Sumber : Badan Pusat Statistik,2022)

Estimasi besarnya ekspor silika bubuk tahun 2026 dengan persamaan sesuai trend grafik. Persamaan yang didapatkan adalah: $y = 1143,1x + 4096,5$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa kebutuhan ekspor pada tahun 2026 (tahun ke 9) = $1.143,1(9) + 4.096,5 = 14.384,4$ ton/tahun.



Gambar 1. 1 Grafik Data Ekspor Silika Bubuk

1.2.3 Impor Silika Bubuk

Jumlah impor silika bubuk pada tahun 2017-2021 dapat dilihat pada Tabel 1.5 :

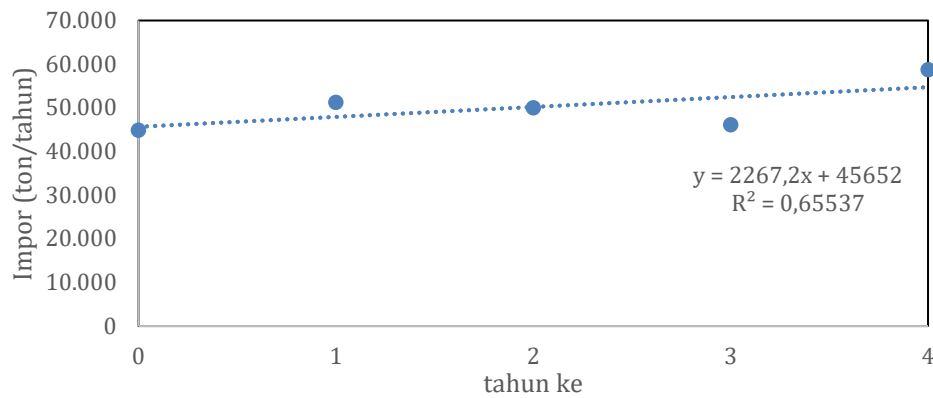
Tabel 1. 5 Nilai Impor Silika Bubuk

Tahun	Tahun ke	Impor (ton/tahun)
2017	0	44.854,224
2018	1	51.236,653
2019	2	49.978,849
2020	3	46.104,895
2021	4	58.775,991

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022)

Estimasi besarnya Impor silika bubuk tahun 2026 dengan persamaan sesuai trend grafik. Persamaan yang didapatkan adalah : $y = 2267,2x + 45652$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa kebutuhan Impor pada tahun 2026 (tahun ke 9) = $2267,2(9) + 45652 = 66.056,8$ ton/tahun.



Gambar 1. 2 Grafik Data Impor Silika Bubuk

1.2.4 Konsumsi Silika

Data konsumsi silika diambil dari pabrik yang membutuhkan silika sebagai salah satu bahan baku untuk membuat suatu produk.

Tabel 1. 6 Data Konsumsi Silika Pada Pabrik Semen

Pabrik	Kapasitas Produksi (Ton/tahun)	Jenis Semen	% Silika	Konsumsi Silika Pada Semen
PT. Indocement Tunggal Prakarsa tbk. di desa tarjun	2.800.000	Semen Portland type 1	21	588.000
		PCC (Portland Composite Cement)	25	700.000
		Semen Putih	23	644.000
Total				1.932.000

--	--

Pada Tabel 1.6 ditampilkan data konsumsi silika dari pabrik Indocement Tunggal Prakarsa Tbk. Yang berada di desa Tarjun, Kab. Kotabaru, Kalimantan Selatan. Pada pabrik Indocement ini membutuhkan silika sebagai bahan baku untuk membuat beberapa jenis semen dengan komposisi kadar silika yang berbeda-beda. Maka dari itu, dari Tabel 1.4 didapatkan data konsumsi silika sebesar 1.932.000 ton/tahun.

Pertimbangan kapasitas tahun 2026 didasarkan pada jumlah import, ekspor, konsumsi, dan produksi. Dimana

Potensi Kapasitas Pabrik Silika Bubuk pada tahun 2026:

$$\begin{aligned}
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (1.932.000 + 14.384) - (250.000 + 66.056) \\
 &= 1.630.328
 \end{aligned}$$

Berdasarkan dari hasil potensi kapasitas pabrik silika bubuk pada tahun 2026, maka pabrik direncanakan akan memproduksi silika bubuk sebesar 65.000 ton/tahun. Jumlah kapasitas ini didapat dari 4% hasil potensi kapasitas pada tahun 2026. Dengan pertimbangan karena masih berada direntang 26.000 - 66.000 ton/tahun dari kapasitas pabrik silika yang sudah berdiri di Indonesia. Selain itu pabrik ini baru didirikan sehingga modal yang dimiliki belum terlalu besar dan

hanya mampu menghasilkan kapasitas dengan jumlah yang tidak terlalu banyak. Dari kapasitas yang telah ditentukan, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan silika bubuk di Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Sekam Padi

Sekam padi merupakan kulit terluar yang membungkus butiran beras, yang dimana kulit terluar ini akan terpisah dan menjadi limbah atau buangan. Sekam padi ini didapat dari proses penggilingan padi yang berlimpah khususnya di negara agraris, merupakan salah satu sumber penghasil silika terbesar. Sekam padi merupakan lapisan keras yang meliputi kariopsis yang terdiri dari dua belahan yang disebut lemma dan palea yang saling bertautan. Dari proses penggilingan padi biasanya diperoleh sekam sekitar 20-30%, dedak antara 8-12% dan beras giling antara 50-63,5% data bobot awal gabah. Pada proses penggilingan padi tersebut, jumlah limbah yang dihasilkan mayoritas didominasi oleh sekam padi (Suudi, A., et.al, 2019).

Sekam merupakan biomassa yang dapat digunakan untuk berbagai kebutuhan seperti bahan baku industri, pakan ternak dan energi atau bahan bakar, dan sumber silika. Sekam padi diketahui memiliki kandungan silika yang tinggi sebesar 86,9 - 97,8%, sehingga berpotensi untuk dijadikan bahan baku pembuatan silika.

Menurut Davinder, M. (1997) sekam padi merupakan salah satu sumber penghasil silika terbesar setelah dilakukan pembakaran secara sempurna. Hasil pembakaran yang terkontrol pada suhu tinggi yaitu sekitar (500-600°C) akan menghasilkan abu dari sekam padi tersebut atau biasa dikenal sebagai Rice Husk Ash (RHA) yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai proses kimia (Putro, 2007)

1.3.2 Silika

Silika merupakan suatu mineral dengan penyusun utamanya berupa silikon dioksida (SiO_2). Terdapat dua unsur yang tersusun di dalam silika yaitu silikon (Si) dan oksigen (O_2) dimana keduanya merupakan unsur yang paling banyak di alam. Diperkirakan 60% dari kerak bumi ini tersusun dari silika. Biasanya Silika yang ada di bumi ini ditemukan dalam bentuk silikat (Lujan, 2007). Silika dapat diperoleh dari silika mineral, sintesis dan nabati. Silika mineral merupakan senyawa yang berupa mineral seperti pasir kuarsa, granit, dan *feldspar* yang mengandung kristal-kristal silika (Bragman et al.,2006).Sedangkan Silika nabati merupakan silika yang berasal dari tumbuh-tumbuhan, seperti sekam padi, tongkol jagung, dan daun bambu (Monalisa,2013).

Silika atau Silikon dioksida (SiO_2) merupakan senyawa kimia yang banyak dijumpai dalam pasir kuarsa. Pasir kuarsa terdiri dari kristal-kristal silika (SiO_2) yang mengandung senyawa pengotor yang terbawa selama proses pengendapan. Pasir kuarsa mempunyai komposisi gabungan dari SiO_2 , $9 \text{ Al}_2\text{O}_3$, CaO , Fe_2O_3 ,

TiO₂, CaO, MgO, dan K₂O, berwarna putih bening atau warna lain bergantung pada senyawa pengotornya. Silika dapat diperoleh melalui proses penambangan pasir kuarsa sebagai bahan baku utama. Pasir kuarsa melalui proses pencucian untuk membuang pengotor yang kemudian dipisahkan dan dikeringkan kembali sehingga diperoleh pasir yang mengandung kadar silika. Silika berperan penting dalam kehidupan manusia mulai dari teknologi sederhana sampai yang tinggi dalam perkembangan ilmu pengetahuan serta industri. Penggunaan silika pada sektor industri, biasanya digunakan sebagai bahan baku pada pembuatan kaca, media penjernih air, beton, keramik, semen, gelas, dan genteng. Seiring pertambahan penduduk dan meningkatnya kebutuhan terhadap industri maka kebutuhan untuk bahan baku juga meningkat pesat.

Untuk proses penghalusan atau memperkecil ukuran pasir silika dapat digunakan metode milling dengan ball mill untuk menghancurkan ukuran pasir silika yang besar-besar menjadi ukuran yang lebih kecil dan halus. Aplikasi penggunaan pasir silika mulai meningkat seiring dengan kemajuan teknologi, terutama pada silika dengan ukuran partikel yang kecil sampai skala mikron atau bahkan nanosilika.

Menurut Jung et al (2012), nanopartikel silika merupakan salah satu nanomaterial yang penggunaannya tersebar luas karena mudah dalam preparasi melalui reaksi hidrolisis-kondensasi dari prekursor yang relatif murah tetraethyl orthosilicate (TEOS). Metode yang sering digunakan dalam pembuatan

nanopartikel silika adalah metode kimia. Adapun metode kimia yang umum adalah metode kimia basah seperti sol-gel, kopresipitasi, mikroemulsi, dan hidrotermal/solvothermal (Fernandez, 2011).

1.3.3 Pemilihan Proses

Terdapat beberapa proses yang dapat digunakan dalam pembuatan silika, diantaranya yaitu :

1. Proses Hidrotermal

Proses hidrotermal merupakan suatu proses pengkristalan dari temperatur tinggi dalam keadaan campuran dan tekanan yang tinggi. Hidrotermal tersusun dari kata hydro yang artinya air dan thermal yang berarti panas. Jadi, proses hidrotermal ini merupakan proses yang menggunakan air dan panas. Pada proses ini harus dilakukan pada sistem tertutup guna mencegah hilangnya pelarut pada saat dipanaskan diatas titik didihnya (Zhu,et.al,2018).

Prinsip pada proses ini yaitu pemanasan reaktan dilakukan dalam wadah tertutup dengan menggunakan medium air dimana sistem yang tertutup ini memungkinkan tekanan dan suhu dapat meningkat dengan cepat. Proses ini membutuhkan waktu reaksi yang panjang yaitu sekitar lebih dari 24 jam dan bisa dilakukan pada suhu 300 - 1100 °C. Sehingga dapat memperoleh hasil kemurnian yang tinggi yaitu 99% dengan sekedar memanfaatkan mineral alam indonesia.

2. Proses Sol-gel

Pembuatan silika dari sekam padi dapat disintesis menggunakan metode sol-gel. Sekam padi sendiri memiliki persediaan yang melimpah, mudah didapatkan, harga relatif murah, hemat energi, aman karena tekanan tidak terlalu tinggi, dan dapat diperoleh kemurnian yang tinggi. Metode sol-gel adalah suatu proses yang digunakan untuk pembuatan material anorganik melalui suatu reaksi kimia dalam suatu larutan pada suhu relatif rendah (Ningsih, 2016). Metode sol gel merupakan salah satu metode sintesis nanopartikel yang menerapkan 2 tahapan fase penting yaitu sol dan gel. Sol merupakan suatu suspensi koloid dimana fase terdispersinya berupa zat padat dan pendispersinya berupa zat cair. Sedangkan gel merupakan suatu zat yang mempunyai pori semirigid yang terdiri dari jaringan kontinu dalam tiga dimensi yang terbentuk dari rantai polimer (Silva & Airoidi, 1997). Istilah sol-gel ini umum digunakan untuk menggambarkan preparasi material keramik melalui beberapa tahapan yang meliputi pembuatan sol, gelasi sol, dan penghilangan fasa cair. Prinsip dasar proses sol-gel adalah hidrolisis dan kondensasi molekul dari larutan prekursor. Pemilihan metode sol-gel dalam sintesis silika ini dikarenakan prosesnya relatif mudah, dapat berlangsung pada suhu rendah dan diperoleh material dengan kemurnian yang lebih tinggi yaitu dengan kemurnian 99% dan homogenitas tinggi. Metode sol-gel digunakan untuk

membuat material padat dari nanopartikel atau berukuran kecil untuk pembuatan dari oksida logam seperti silikon (Si).

Metode sol-gel kini terus berkembang dengan berbagai macam hasil mulai dari serbuk hingga padatan yang keras, secara umum metode ini melibatkan larutan sebagai media dalam mengalami perubahan fase menjadi sol (koloid yang mempunyai padatan tersuspensi dalam larutannya) dan gel (koloid tetapi mempunyai fraksi soloid yang lebih besar daripada sol) (Dubey, et.al, 2010).

Tabel 1. 7 Kondisi Operasi yang Umum Pada Proses *Sol Gel*

Parameter	Rasio	Ukuran Partikel (nm)	Panjang Gelombang Maksimum (nm)
Temperatur	45°C	23	397
	80°C	13	415
	100°C	26	393
	120°C	41	390
Durasi	6 jam	21	395
	12 jam	12	401
	18 jam	17	410
	24 jam	29	392

(Elma,2018)

Dari penjelasan beberapa metode dapat disimpulkan terkait perbandingan proses pembuatan silika bubuk pada tabel dibawah ini:

Tabel 1. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Silika Bubuk

Proses	Hydrothermal	Sol-gel
Waktu	>24 Jam	6- 24 Jam
Suhu	300-1100°C	45-120 °C
Tekanan	15-200 atm	1-2,5 atm
Konversi	99%	99%

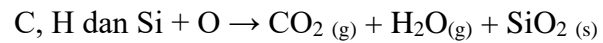
Pada proses perancangan pabrik ini dipilih proses sol-gel dikarenakan prosesnya membutuhkan waktu yang cepat dengan suhu yang rendah, dan dapat menghasilkan serbuk silika yang lebih homogen.

Tahapan-tahapan dalam proses sol-gel adalah sebagai berikut :

- **Persiapan Bahan Baku**

Sekam padi yang telah dibersihkan dari pengotor menggunakan air mengalir, kemudian dikeringkan di bawah sinar matahari untuk menghilangkan kandungan airnya. Sekam padi dibakar dalam *furnace* dengan suhu 700°C selama 4 jam. Kalsinasi merupakan proses pembakaran material yang berguna untuk menghilangkan kandungan air dan senyawa organik yang terkandung. Senyawa organik yang terdapat dalam sekam padi sebagian besar adalah selulosa, hemiselulosa dan lignin. Reaksi

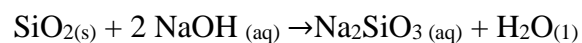
dekomposisi yang terjadi dalam proses pembakaran sekam padi menurut Nuryono dan Yusmaniar, dkk dapat dilihat dalam persamaan berikut:



Abu yang dihasilkan kemudian ditambahkan HCl 1 M dan diaduk selama 30 menit. Campuran disaring dengan kertas saring dan residu yang diperoleh dibilas dengan aquades.

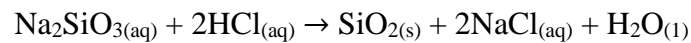
- Ekstraksi Abu Sekam Padi

Sebanyak 50 gram abu sekam padi yang sudah dipreparasi dimasukkan ke dalam gelas kimia berisi NaOH 1 M diaduk secara teratur pada suhu 90°C selama 60 menit. Proses ini bertujuan untuk mengubah senyawa silika dalam abu sekam padi menjadi larutan natrium silikat (Na_2SiO_3). Hasil campuran kemudian disaring dan residu dicuci dengan 100 mL air panas. Pada hasil ekstraksi ini didapatkan filtrat yaitu larutan natrium silikat. Reaksi yang terjadi antara silika yang terkandung dalam abu sekam padi dengan NaOH yang membentuk natrium silikat adalah sebagai berikut:



- Sintesis silika bubuk

Larutan natrium silikat yang didapatkan dari hasil ekstraksi tersebut kemudian diukur pH awalnya dan ditetaskan HCl 1N lalu diaduk secara teratur sampai bentuknya menjadi gel atau telah terjadi kondensasi dengan larutan asam sehingga pH tersebut dapat mencapai 7. Proses penambahan HCl ini tujuannya untuk membuat pH filtrat netral dan membentuk silika gel. Reaksi pembentukan silika gel menurut Panthi & Raut, yaitu sebagai berikut:



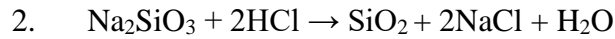
Silika yang sudah berbentuk gel tadi didiamkan selama 18 jam, lalu didestruksi dan dicuci menggunakan aquades. Setelah itu silika gel dikeringkan ke dalam oven dengan suhu 80°C selama 2 jam. Silika yang telah kering kemudian dihaluskan dan diayak menggunakan ayakan ukuran 200 mesh untuk menghasilkan silika bubuk dengan ukuran partikel yang seragam..

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi pada reaktor 1 dan 2:





a. Menentukan apakah reaksi eksotermis atau endotermis

Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25°C yaitu :

Harga ΔH_f 298 K :

$$\text{SiO}_2 = -910,9 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaOH} = -416,894 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -285,840 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{HCl} = -167,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Na}_2\text{SiO}_3 = -1561,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaCl} = -407,3 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r \text{ reaksi 1} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (1. \Delta H_f \text{Na}_2\text{SiO}_3 + 1. \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (1. \Delta H_f \text{SiO}_2 \\ &\quad + 2. \Delta H_f \text{NaOH}) \\ &= (-1561,43 + (-285,840)) - (-910,9 + (2 \times - \\ &\quad 416,894)) \\ &= (-1847,27) - (-1744,688) \\ &= -102,582 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Jadi reaksi 1 pembuatan natrium silika merupakan reaksi eksotermis karena nilai ΔH_r (entalpi reaksi total) yaitu negatif.

$$\begin{aligned} \Delta H_r \text{ reaksi 2} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (1. \Delta H_f \text{SiO}_2 + 2. \Delta H_f \text{NaCl} + 1. \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - \\ &\quad (1. \Delta H_f \text{Na}_2\text{SiO}_3 + 2. \Delta H_f \text{HCl}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= (-910,9 + (2 \times -407,3) + -285,840) - (- \\
&1561,43 + (2 \times -167,2)) \\
&= (-2011,34) - (-1895,83) \\
&= -115,51 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Jadi reaksi 2 pembuatan silika merupakan reaksi eksotermis karena nilai ΔH_r (entalpi reaksi total) yaitu negatif.

b. Menentukan reaksi berjalan secara spontan atau tidak spontan

$$\Delta G_R < 0 \text{ kkal/mol} \quad = \text{Reaksi pasti terjadi}$$

$$0 < \Delta G_R < 50 \text{ kkal/mol} \quad = \text{Reaksi mungkin terjadi}$$

$$\Delta G_R > 50 \text{ kkal/mol} \quad = \text{Reaksi tidak mungkin terjadi}$$

Data ΔG_f pada suhu 25°C:

$$\text{SiO}_2 \quad = -856,30 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaOH} \quad = -374,13 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad = -237,1 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{HCl} \quad = -131,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Na}_2\text{SiO}_3 \quad = -1426,744 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaCl} \quad = -393,1 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G_f \text{ reaksi 1} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\
&= (1. \Delta H_f \text{Na}_2\text{SiO}_3 + 1. \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (1. \Delta H_f \text{SiO}_2 \\
&+ 2. \Delta H_f \text{NaOH}) \\
&= (-1426,744 + (-237,1)) - (-856,30 + (2 \times - \\
&374,13))
\end{aligned}$$

$$= (-1663,844) - (-1604,56)$$

$$= -59,284 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -14,169 \text{ kkal/mol}$$

Jadi reaksi 1 pembuatan natrium silika merupakan reaksi pasti terjadi karena nilai $\Delta G_r < 0$ kkal/mol.

$$\begin{aligned} \Delta G_r \text{ reaksi 2} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (1. \Delta H_f \text{ SiO}_2 + 2. \Delta H_f \text{ NaCl} + 1. \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - \\ &\quad (1. \Delta H_f \text{ Na}_2\text{SiO}_3 + 2. \Delta H_f \text{ HCl}) \\ &= (-856,30 + (2 \times -393,1) + -237,1) - (- \\ &\quad 1426,744 + (2 \times -131,2)) \\ &= (-1879,6) - (-1689,144) \\ &= -190,456 \text{ kJ/kmol} \\ &= -45,52 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

Jadi reaksi 2 pembuatan silika merupakan reaksi pasti terjadi karena nilai $\Delta G_r < 0$ kkal/mol.

c. Menentukan apakah reaksi irreversible/reversible

Jika nilai $K > 1$ maka reaksi bersifat irreversible

Jika nilai $K < 1$ maka reaksi bersifat reversible

Perhitungan untuk mencari harga K

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

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

$$\Delta G_r 1 = -59,284 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G_r 2 = -190,456 \text{ kJ/kmol}$$

Untuk reaksi 1 :

$$\begin{aligned} \ln K \text{ suhu } 298 \text{ K} &= \frac{\Delta G_r 1}{-R.T} \\ &= \frac{-59,284 \text{ kJ/kmol}}{-8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \cdot 298 \text{ K}} \\ &= 0,0239283 \end{aligned}$$

$$K \text{ suhu } 298 \text{ K} = 1,02422$$

$$\ln K T_2 - \ln K T_1 = -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\begin{aligned} \ln K 368 \text{ K} &= -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{368} - \frac{1}{298} \right] + \ln K T_1 \\ &= -\frac{-102,582 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \times \left[\frac{1}{368} - \frac{1}{298} \right] + 0,0239283 \\ &= 0,0160525 \end{aligned}$$

$$K \text{ suhu } 368 \text{ K} = 2,76306$$

Untuk reaksi 2 :

$$\begin{aligned} \ln K \text{ suhu } 298 \text{ K} &= \frac{\Delta G_r 2}{-R.T} \\ &= \frac{-190,456 \text{ kJ/kmol}}{-8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \cdot 298 \text{ K}} \\ &= 0,076872 \end{aligned}$$

$$K \text{ suhu } 298 \text{ K} = 1,0799$$

$$\ln K T_2 - \ln K T_1 = -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\begin{aligned}
 \ln K_{318K} &= -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right] + \ln K_{T1} \\
 &= -\frac{-115,51 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \times \left[\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right] + 0,076872 \\
 &= 0,0798042
 \end{aligned}$$

$$K_{\text{ suhu } 318K} = 1,08307$$

Harga konstanta kesetimbangan reaksi 1 dan 2 bernilai lebih dari 1, maka dari itu reaksi untuk keduanya bersifat irreversible.

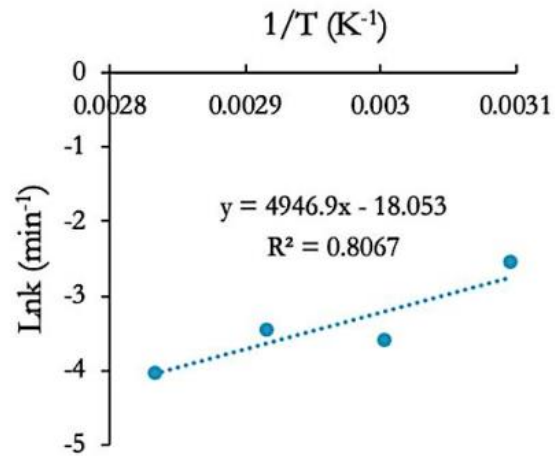
1.4.2 Tinjauan Kinetika

- a. Nilai k reaksi 1 : $0,0179 \text{ s}^{-1}$ (Bhengu, N.P, 2020)

Berdasarkan jurnal *Understanding Effect of Process Variables on Extraction of Silica (SiO₂)*, Bhengu, N. P. (2020). Nilai kinetika reaksi sodium silika yaitu :

T (k)	k (s ⁻¹)	R ²
323	0,0789	0,7435
333	0,0276	0,9395
343	0,0317	0,8523

Dari hasil percobaan yang diperoleh, kemudian dilakukan estimasi menggunakan regresi linear dan dianalisis menggunakan persamaan arrhenius untuk mencari nilai k pada suhu 95°C sebagai berikut :



$$y = ax + b$$

dimana : $ax = \text{slope}$

$b = \text{intercept}$

Hukum laju reaksi

$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{orde}}$$

Persamaan Arrhenius

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{RT}\right)$$

$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{Ea}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\text{slope} = \frac{-Ea}{RT}$$

$$\text{Slope} = 4.946,9$$

$$Ea = (4.946,9 \times 8,314 \text{ J/mol K})$$

$$E_a = 41.128,5 \text{ J/mol K}$$

$$\ln A = \text{Intercept}$$

$$\text{intercept} = 18.053$$

$$\ln A = \text{Exp}(18,053)$$

$$A = 69.233.818$$

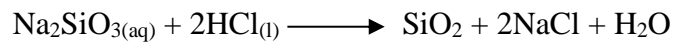
$$\ln k = 69.233.818 - \frac{(41.128,5)}{(8,314 \times 368,15)}$$

$$k = 0,0179 \text{ s}^{-1}$$

b. Nilai k reaksi 2 : $0,3526 \text{ s}^{-1}$ (Setiawan, F.A 2019)

Berdasarkan jurnal Kinetics of silica precipitation in geothermal

dengan persamaan reaksi pembentukan silica gel sebagai berikut:



Model kinetik untuk laju reaksi diatas yaitu :

$$-r_A = k C_A^\alpha C_B^\beta$$

Dimana CA dan CB merupakan konsentrasi dari natrium silikat dan asam klorida, dan α & β merupakan orde reaksi terhadap natrium silikat dan asam klorida.

$$\frac{dCA}{dt} = -k \cdot A_0(CA - CA_i)$$

Dimana:

$$\frac{dCA}{dt} : \text{silica precipitation}$$

$$CA, CB : \text{konsentrasi reaktan}$$

V : Total Volume

A_o : surface area

$$-\frac{d(Ca.V)}{dt} = \frac{d(Cp.Vp)}{dt}$$

$$Vp = \frac{\pi}{6} d_p^3$$

$$Cp = \frac{\rho_s}{M}$$

$$-\frac{d(Ca.V)}{dt} = Cp \frac{\pi}{2} dp^2 \frac{d}{dt}(dp)$$

$$V(k.A_o.(CA - CAi)) = \frac{\rho_s}{2.M} A_o \frac{d}{dt}(dp)$$

$$\frac{d(dp)}{dt} = 2 \frac{M}{\rho_s} V(k.(CA - CAi))$$

$$\frac{d(dp)}{dt} = 2 \frac{M}{\rho_s} Fv.t(k.(CA - CAi))$$

$$k = 0,3526$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Silika bubuk adalah hasil produksi industri yang diinginkan dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 2. 1 Sifat Fisis Silika Bubuk

Sifat Fisis	Silika Bubuk
Rumus molekul	SiO ₂
Massa molar	60,08 gr/mol
Kenampakan	Serbuk putih
pH	3 - 8,5
Titik didih	2230°C
Titik leleh	1610°C
Kemurnian	>99%
Suhu dekomposisi	>1600°C

2.2 Spesifikasi Bahan

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan

Sifat Fisis	Sekam Padi	Natrium Hidroksida	Asam Klorida	Air
Rumus Kimia	-	NaOH	HCl	H ₂ O
Massa molar	2,14	40 gr/mol	18 gr/mol	18,0153 g/mol
Penampilan	Padat, kuning kecokelatan	Padat, Putih	Cairan tidak berwarna	Cairan tidak berwarna
Bau		Tidak berbau	Tidak berbau	Tidak berbau
Densitas	122 kg/m ³	2,13 g/cm ³	1.00 g/cm ³	1,00 g/cm ³
Titik lebur	-	319 - 322°C	-27,32°C	0°C (273,15 K) (32 F)
Titik didih	-	1390°C	110°C	100°C

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian Kualitas merupakan kegiatan yang terencana dalam suatu perusahaan untuk menjaga dan mempertahankan kualitas produk yang akan dihasilkan

supaya nantinya dapat berjalan baik dan sesuai standar yang telah ditetapkan. Pengendalian kualitas pada pabrik silika bubuk ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebagian besar kualitas akhir dari suatu produk ini akan ditentukan oleh bahan baku yang akan dipakai, maka perlu adanya pengendalian kualitas terhadap bahan baku dengan lebih teliti dan teratur dengan tujuan untuk menjaga kualitas produk akhir. Sebelum dilakukan proses produksi harus dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku untuk mengetahui bahwa bahan baku tersebut sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan untuk proses. Bahan baku yang sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan yaitu :

- a. Sekam padi yang digunakan harus bersih dari kotoran-kotoran yang menempel.
- b. Untuk masuk ke proses pembakaran, sekam padi yang digunakan harus dalam keadaan kering.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian ini dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, pengendalian ini harus dilakukan dari awal bahan baku sampai menjadi produk. Terkait kualitas proses produksi penting juga dilakukan

pengawasan aliran yang digunakan untuk menunjang mutu proses dan dilakukan dengan alat sistem kontrol.

1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel variabel proses dalam pabrik.
- b. *Controller* dan *indicator* yang terdiri dari *level controller*, *temperature control*, *pressure control*, *ratio control*, dan *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan sebagai manipulasi supaya variabel sama dengan variabel *controller*.

2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic*, aliran ini bisa disebut dengan aliran udara tekan yang digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric*/aliran listrik ini biasanya digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik/aliran gerakan digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas produk juga harus dikendalikan kualitasnya supaya dapat diperoleh mutu atau kualitas dari silika bubuk yang sesuai dengan standar

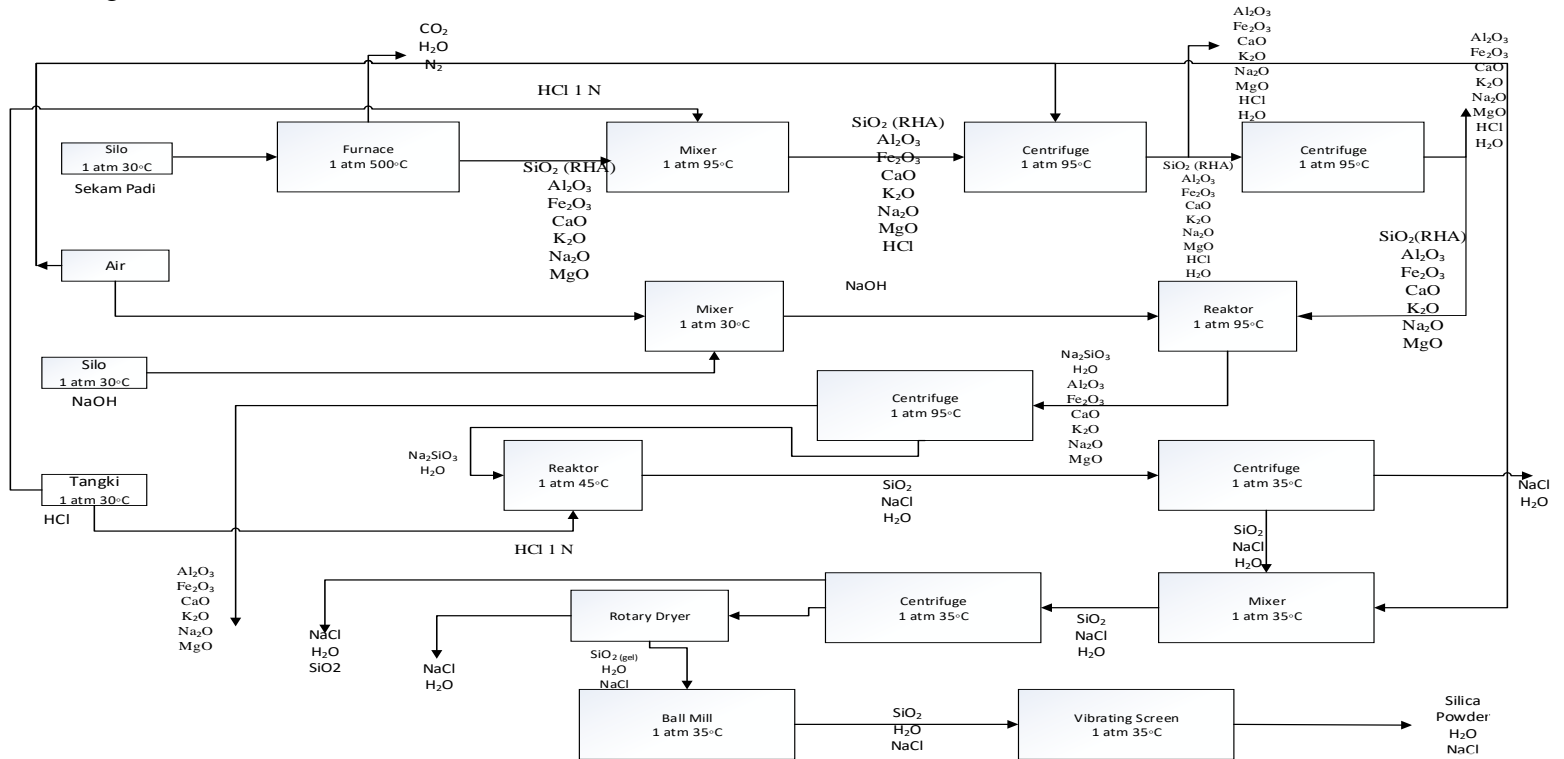
kualitas yang berlaku dan layak untuk dipasarkan. Pengendalian kualitas dengan pendekatan produk akhir dilakukan dengan cara *system control* yang dimana seluruh produk akhir akan diperiksa sebelum dipasarkan ke luar, tujuannya supaya dapat mengetahui produk yang kualitasnya sesuai standar dan produk yang dibawah standar (rusak/cacat). Untuk produk yang sudah sesuai standar dapat dipasarkan, sedangkan produk yang dibawah standar harus dilakukan tindakan yang tepat untuk dapat meningkatkan kualitas produk tersebut. Kemudian produk yang dibawah standar harus dianalisis terkait kelemahan dan kekurangan, kemudian dibuat diagram pareto untuk mengidentifikasi atau mengetahui penyebab terjadinya kegagalan pada produk, setelah diketahui penyebabnya kemudian dilakukan analisa faktor penyebab kegagalan produk dengan menggunakan fishbone diagram supaya dapat menganalisis faktor-faktor apa saja yang menjadi penyebab kegagalan produk. Langkah terakhir yaitu menentukan dan melakukan tindakan dalam memperbaiki kualitas produk yang sesuai standar

BAB III

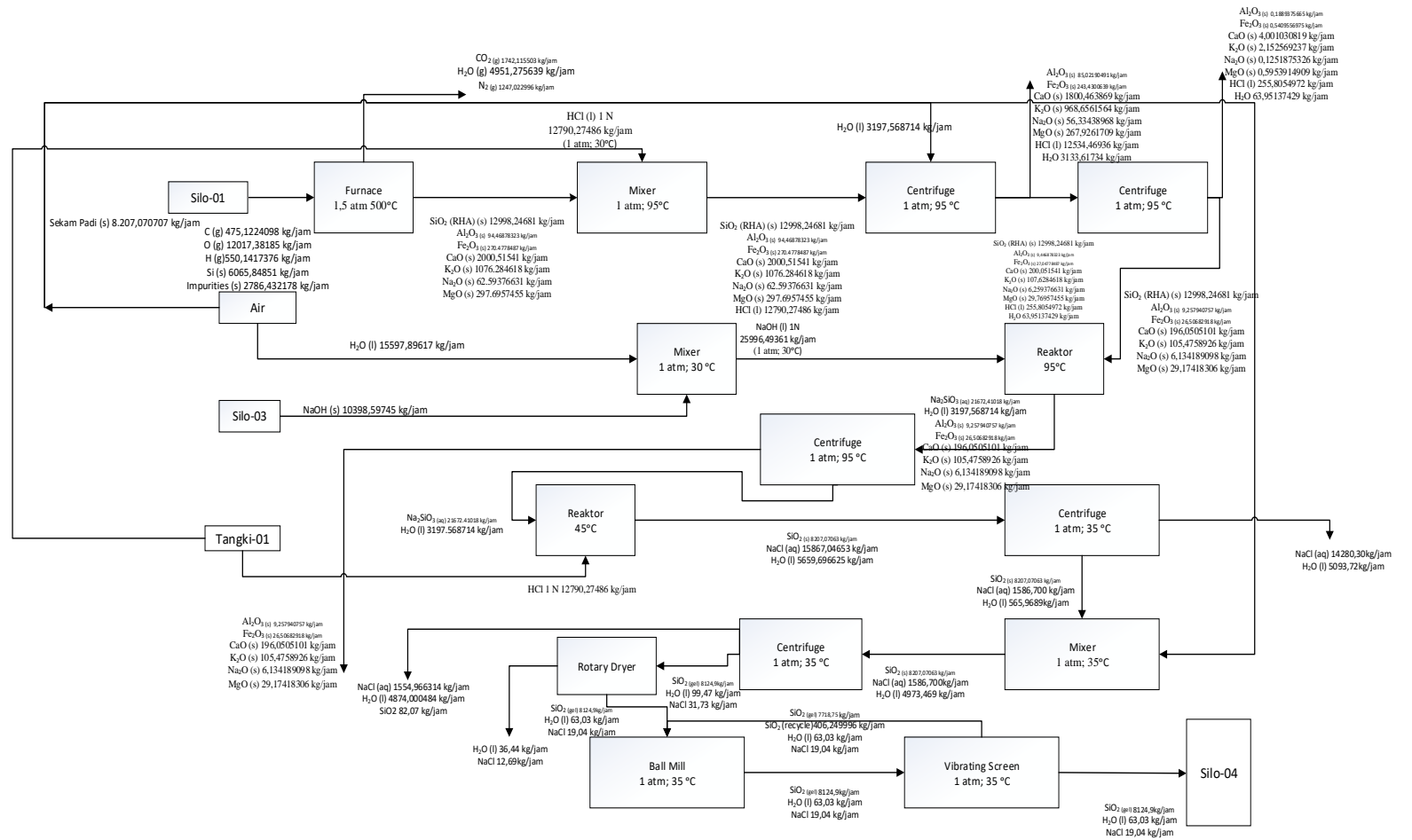
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



3.2 Uraian Proses

Proses pembentukan Silica dibagi menjadi 3 tahap:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Secara umum, proses perlakuan awal sekam padi dengan memisahkannya dari pengotor seperti tanah dan pasir. Sekam padi bersih ditransportasikan dari *Silo* (S-01) menuju *Furnace* (F-01) menggunakan *Screw Conveyor* (SC-01). Proses pirolisis atau pembakaran sekam padi di *Furnace* menggunakan suhu 500°C menghasilkan abu sekam padi berwarna putih.

Abu keluaran *Furnace* bersuhu 500°C kemudian dimasukkan ke *Pneumatic Cooler* untuk mendinginkan abu sekam padi hingga mencapai suhu 95°C, selanjutnya abu sekam padi ditampung sementara di *Silo* (S-02), kemudian dialirkan menuju *Mixer* (M-01) untuk dicuci dengan larutan HCl 1N (1 atm; 30°C), supaya kandungan oksida logam dari abu sekam padi dapat berkurang. Campuran padatan dan air keluaran M-01 dipisahkan menggunakan *Centrifuge* (CF-01), lalu padatan keluaran CF-01 (1 atm; 95°C) tersebut dibawa dengan *Screw Conveyor* (SC-02) menuju *Reaktor* (R-01).

Proses pembuatan larutan NaOH terjadi di *Mixer* (M-02), yaitu percampuran antara air dan padatan NaOH. Larutan NaOH bersuhu 30°C

keluaran M-02 dialirkan menuju Heater untuk dinaikan suhunya menjadi 95°C.

2. Tahap Pembuatan Produk

Abu sekam padi dialirkan ke *Reaktor* (R-01) berupa reaktor RATB untuk direaksikan dengan larutan NaOH untuk menghasilkan Na_2SiO_3 . Reaksi ini berjalan pada suhu 95°C dengan tekanan 1 atm. Keluaran dari R-01 dimasukkan ke dalam *Centrifuge* (CF-02) untuk dipisahkan padatan berupa Na_2SiO_3 dan cairannya. Padatan dibawa menuju *Cooler* untuk didinginkan dengan air pendingin dari suhu 95°C menjadi 45°C. Padatan dimasukkan ke dalam *Reaktor* (R-02) untuk direaksikan lagi hingga mencapai konversi akhir 99%. Keluaran R-02 dimasukkan ke dalam *Centrifuge* (CF-03) untuk memisahkan padatan dan cairannya.

3. Tahap Pemurnian Produk

Garam dan air yang dihasilkan dari reaksi serta Na_2SiO_3 yang tidak bereaksi di dalam *Reaktor* (R-02), perlu dipisahkan terlebih dahulu di *Centrifuge* (CF-03) antara padatan dan cairannya, kemudian silika dicuci dengan H_2O untuk melarutkan garam di dalam *Mixer* (M-03). Silika dimasukkan ke dalam *Ball Mill* (BM-01) untuk memperkecil ukuran padatannya. Keluaran dari *Ball Mill* masuk ke dalam *Vibrating Screen* (VS-01) untuk disaring supaya ukurannya seragam. Ukuran padatan yang

oversize dikembalikan ke Ball Mill, sedangkan produk *onsize* dimasukkan ke dalam Silo (S-04) untuk dikemas.

3.3 Spesifikasi Alat

Spesifikasi alat pada pabrik silika bubuk dirancang dengan beberapa pertimbangan efisiensi dan optimal proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik silika bubuk dari abu sekam padi:

3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Nama	Tangki HCl
Kode alat	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku HCl selama 7 hari
Jenis	Silinder Horizontal
Bahan	<i>Stainless Steel</i> SA-167 tipe 309 A
Fasa	Cair
Kondisi Operasi	
Suhu ($^{\circ}C$)	30 $^{\circ}C$
Tekanan (atm)	1 atm

Tabel 3.1...(lanjutan)

Dimensi	
Diameter (m)	18,29
Tinggi (m)	9,1440
Tebal <i>shell</i> (in)	1
Tinggi <i>head</i> (in)	126,090
Tebal <i>head</i> (in)	1
Jumlah	1
Harga	\$ 464,556.80

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan umpan HCl (TP-02) ke (M-01) sebanyak 12.790,27486	Mengalirkan umpan HCl (TP-02) ke (R-02) sebanyak 12.790,27486	Mengalirkan umpan dari (CF-01) ke (UPL) sebanyak 12.790,27486	Mengalirkan umpan NaOH (M-02) ke (R-01) sebanyak 2.5996,49361
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>

Tabel 3.2 (lanjutan...)

Bahan	<i>Stainless Steel</i> <i>SA 167 Grade</i> <i>11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel</i> <i>SA 167 Grade</i> <i>11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel</i> <i>SA 167 Grade</i> <i>11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel</i> <i>SA 167 Grade</i> <i>11 Type 316</i>
Kapasitas (gpm)	88.0675	88.0675	103.2063	71.9378
Head pompa (m)	12.7291	12.7291	11.9788	7.8739
IPS (in)	4	4	4	4
BHP (hp)	Teoritis: 0,714 Aktual: 1,0980	Teoritis: 0,714 Aktual: 1,0980	Teoritis: 0,840 Aktual: 1,1993	Teoritis: 0,897 Aktual: 1,4472
Daya motor pompa (hP)	1,50	1,50	1,50	2
OD	4,5	4,5	4,5	4,5
ID	4,026	4,026	4,026	4,026
<i>Schedule</i> <i>Number</i>	40	40	40	40
Flow area (in ²)	12,70	12,70	12,70	12,70
Jumlah	1	1	1	1
Harga	\$ 18,878.25	\$ 18,878.25	\$ 18,878.25	\$ 18,878.25

Tabel 3.2 Pompa

Nama	Pompa 5	Pompa 6	Pompa 7	Pompa 8
Kode alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan umpan dari (R-01) ke (CF-03) sebanyak 39.367,339	Mengalirkan umpan dari (CF-03) ke (R-02) sebanyak 24.869,9789	Mengalirkan umpan dari (CF-04) ke (UPL) sebanyak 21.096,2083	Mengalirkan umpan dari (CF-05) ke (UPL) sebanyak 1.302,0905
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal Slurry pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kapasitas (gpm)	2503,1496	999,0001	65,7825	5,5257
Head pompa (m)	89,3103	62,5536	13,3345	13,334
IPS (in)	12	8	3	1
BHP (hp)	Teoritis: 15,41 Aktual: 17,12	Teoritis: 6,82 Aktual: 8,023	Teoritis: 1,233 Aktual: 2,0215	Teoritis: 0,076 Aktual: 0,3805
Daya motor pompa (hP)	20	10	2,0215	0,3805
OD	12,09	8,625	3,5	1,32
ID	12,75	7,981	3,068	1,049
<i>Schedule Number</i>	30	40	40	40
Flow area (in ²)	115	50	7,38	0,86
Harga	\$ 38,325.72	\$ 30,353.27	\$ 15,546.79	\$ 7,526.62

Tabel 3. 3 Furnace

Nama	Furnace
Kode alat	F-01
Fungsi	Memanaskan sekam padi dengan suhu 500°C sampai menjadi abu sekam padi
Jenis	Box Furnace
Kapasitas (kJ/s)	89.506
<i>Fuel Type</i>	LNG
Tekanan (atm)	2,5 atm
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	500°C
<i>Boiling exhaust</i> (m)	5
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-167 type 309
Diameter <i>stack</i> (m)	2,5
Harga	\$ 515,466.18

Tabel 3. 4 Reaktor

Nama	Reaktor	Reaktor
Kode alat	R-01	R-02
Fungsi	Mereaksikan Abu sekam padi dengan larutan NaOH menjadi Na ₂ SiO ₃	Mereaksikan Na ₂ SiO ₃ dengan larutan HCl menjadi silika gel
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167</i> <i>Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167</i> <i>Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	95°C	45°C
Dimensi		
Diameter (ID) (m)	1,9265	0,9830
Tinggi (m)	1,9265	0,9830
Tebal <i>shell</i> (in)	0,184	0,156
Bentuk <i>head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i> (in)	0,231	0,181
Tinggi <i>head</i> (m)	0,318	0,229

Tabel 3.4 (lanjutan...)

Pengaduk		
Jenis	<i>Flate blade turbin</i>	<i>Flate blade turbin</i>
Diameter	0,642	0,328
Jarak pengaduk dari dasar tangki	0,835	0,426
Power pengaduk	1,5	1,5
Jumlah	1	1
Pendingin		
Jenis	Jaket	Koil
ID (m)	2,08	0,02
OD (m)	2,09	0,04
Tebal (in)	0,25	-
Tinggi (m)	2,24	0,12
Panjang (m)	-	22,4
Jumlah lilitan	-	8 lilitan
Harga	\$ 231,163.65	\$ 76,976.32

Tabel 3. 5 Mixer

Nama	Mixer 1	Mixer 2	Mixer 3
Kode alat	M-01	M-02	M-03
Fungsi	Menghilangkan kandungan oksida dari RHA dengan menggunakan HCl 1 N sebanyak 12.790,27486 kg/jam	Membuat larutan NaOH	Menghilangkan kandungan NaCl
Jenis	Tangki pencampur berpengaduk	Tangki pencampur berpengaduk	Tangki pencampur berpengaduk
Material	<i>Carbon Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Carbon Steel SA 283</i>
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	95°C	30°C	35°C

Tabel 3.5...(lanjutan)

Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	95°C	30°C	35°C
Dimensi			
Diameter (m)	1,4492	1.5883	0.7020
Tinggi (m)	1.4587	1.5978	0.7115
Waktu Tinggal	10 menit	10 menit	5 menit
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1875	0,1875	0,1875
Tebal <i>head</i> (in)	0,1875	0,1875	0,1875
Pengaduk mixer			
Jenis	Turbin 6 blade	Turbin 6 blade	Turbin 6 blade
Diameter pengaduk	0,4348	0,4765	0.2106
Lebar <i>baffle</i>	0.1208	0,1324	0.0585
Daya motor	7.500	3.000	0,083
Harga	\$ 566,174.93	\$ 638,926.94	\$ 220,250.85

Tabel 3. 6 Centrifuge

Nama	Centrifuge 1	Centrifuge 2	Centrifuge 3	Centrifuge 4	Centrifuge 5
Kode Alat	CF-01	CF-02	CF-03	CF-04	CF-05
Fungsi	Memisahkan cairan dari HCl dan padatan abu sekam padi	Memisahkan cairan dari HCl	Memisahkan padatan dari Reaktor-01 sebelum diumpankan ke Reaktor-02	Memisahkan sejumlah garam dan air keluaran Reaktor-02	Memisahkan garam dan air keluaran Mixer-03
Jenis	Solid bowl	Solid bowl	Solid bowl	Disc	Disc
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Kondisi Operasi					
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	95°C	95°C	95°C	35°C	35°C
Dimensi					
Diameter (in)	36	30	27	13	24
Panjang (in)	72	60	54	26	48

Laju putar rotor (rpm)	2.250	2.700	4.200	7.500	3.000
Daya motor (Hp)	40	15	25	6	125
Harga	\$ 257.213,56	\$ 207.812,60	\$ 120.275,50	\$ 43.416,52	\$ 88.945,20

Tabel 3. 7Ball Mill

Nama	Ball Mill
Kode alat	BM-01
Fungsi	Mereduksi ukuran silika gel menjadi serbuk
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	35°C
Dimensi	
Panjang (m)	3,06
Diameter (m)	1,83
Power	10

Tabel 3.7 (lanjutan...)

Mill speed (rpm)	23
Jumlah	1
Size of feed opening	10 mm
Size of ouput	1 mm
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	\$ 466,316.93

Tabel 3. 8 Vibrating Screen

Nama	Vibrating Screen
Kode alat	VS-01
Fungsi	Memisahkan ukuran produk antara oversize dan onsize
Jenis	Vibrating Screen
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	35
Dimensi	
Lebar	1,0818
Panjang	2,1635

Tabel 3.8 (lanjutan...)

Mesh	0,025
Jumlah	1
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	\$ 23,703.07

Tabel 3. 9 Cooler

Nama	Cooler 1
Kode alat	CL-01
Fungsi	Menurunkan temperatur RHA keluaran dari furnace dari suhu 95°C menjadi 45°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
Fluida panas	
T in (°C)	95°C
T out (°C)	30°C
Fluida dingin	
T in (°C)	25°C
T out (°C)	30°C

Tabel 3.9 (lanjutan...)

Dimensi Cooler	
<i>Inner</i>	
Diameter luar (in)	3.5000
Diameter dalam (in)	3,0680
<i>Pressure drop</i> (psi)	
<i>Annulus</i>	
Diameter luar	4,5000
Diameter dalam	4,0260
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	778.2391
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	304.4184
Rd (Btu/hr.ft ² .F)	0.0020
Harga	\$ 2,464.18

Tabel 3. 10 Cooler 2

Nama	Cooler 2
Kode alat	CL-02
Fungsi	Menurunkan temperatur Udara dari blower dari suhu 95°C menjadi 50 °C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Tabel 3.10 (lanjutan...)

Kondisi Operasi	
Fluida panas	
T in ($^{\circ}C$)	95 $^{\circ}C$
T out ($^{\circ}C$)	50 $^{\circ}C$
Fluida dingin	
T in ($^{\circ}C$)	25 $^{\circ}C$
T out ($^{\circ}C$)	30 $^{\circ}C$
Dimensi Cooler	
<i>Inner</i>	
Diameter luar (in)	3.5000
Diameter dalam (in)	3,0680
<i>Pressure drop</i> (psi)	
<i>Annulus</i>	
Diameter luar	4,5000
Diameter dalam	4,0260
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	627,0428
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	278,1806
Rd (Btu/hr.ft ² .F)	0.0020
Harga	\$ 2,564.18

Tabel 3. 11 Heater

Nama	Heater
Kode alat	H-01
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran M-02 menuju R-01 dari suhu 30°C menjadi suhu 95°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
<i>Tube</i>	
T in (°C)	100°C
T out (°C)	100°C
<i>Annulus</i>	
T in (°C)	30°C
T out (°C)	95°C
<i>Mechanical Design</i>	
Panjang (ft)	15
<i>Hairpin</i> (buah)	15
OD (in)	<i>Tube</i> : 4,5000 <i>Annulus</i> : 3,5000

Tabel 3.11 (lanjutan...)

ID (in)	<i>Tube</i> : 4,0260 <i>Annulus</i> : 3,0680
<i>Pressure drop</i> (psi)	<i>Tube</i> : 0.0046 <i>Annulus</i> : 0.402
Rd (Btu/hr.ft ² .F)	0.0020
Harga	\$ 3,754.94

Tabel 3. 12 Silo

Nama	Silo Sekam Padi	Silo Abu Sekam Padi	Silo Silika Bubuk	Silo NaOH
Kode alat	S-01	S-02	S-03	S-04
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku Sekam Padi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan bahan baku NaOH pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan sementara abu sekam padi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm	Menyimpan Produk Silica Powder pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm selama 7 hari

Tabel 3.12 (lanjutan...)

Jenis	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu ($^{\circ}C$)	$30^{\circ}C$	$30^{\circ}C$	$30^{\circ}C$	$30^{\circ}C$
Dimensi				
Diameter silo	13.81	8.806	4.982	6.86
Tinggi silo	34.52	22.016	12.455	17.15
Tinggi head	6.9	4.4	2.5	3.43
Tebal shell	0.179	0.165	0.141	0.165
Jumlah	1	1	1	1
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
Harga	\$ 520,672.91	\$ 78,100.94	\$ 104,134.58	\$ 138,846.11

Tabel 3. 13 Screw Conveyyor

Nama	Screw Conveyor 1	Screw Conveyor 2	Screw Conveyor 3	Screw Conveyor 4
Kode alat	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengangkut padatan dari silo menuju Furnace	Mengangkut RHA dari M- 01 menuju CF-01	Mengangkut NaOH dari S- 02 menuju M- 01	Mengangkut RHA dari CF- 01 menuju R- 01
Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	30°C	30°C	30°C	30°C
Kapasitas (kg/m)	29.688,84	20.160,34	12.478,32	20.160,34
Dimensi				
Diameter <i>flight</i> (m)	0,36	0.31	0.25	0.31

Tabel 3.13 (lanjutan...)

Diameter pipa (m)	0,089	0.063	0.063	0.06
Panjang (m)	4,572	4,572	4,572	4.572
Kecepatan (rpm)	55	75	80	75
<i>Power</i> motor (Hp)	2,25	2,12	1,27	2,12
Harga	\$ 7,156.46	\$ 6,169.36	\$ 5,182.26	\$ 6,169.36

Tabel 3.13 Screw Conveyor

Nama	Screw Conveyor 5	Screw Conveyor 6	Screw Conveyor 7
Kode alat	SC-05	SC-06	SC-07
Fungsi	Mengangkut keluaran dari CF- 02 menuju CF-03	Mengangkut keluaran dari CF- 03 menuju UPL	Mengangkut silica gel dari R-02 menuju CF-04

Tabel 3.13 (lanjutan...)

Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	95°C	45°C	35°C
Kapasitas (kg/m)	30.406,42	4.562,44	35.680,60
Dimensi			
Diameter <i>flight</i> (m)	0.36	0.23	0.36
Diameter pipa (m)	0.089	0.064	0.089
Panjang (m)	4,572	4,572	4,572
Kecepatan (rpm)	65	40	65
<i>Power</i> motor (Hp)	2,62	0,43	2,62
Harga	\$ 7,156.46	\$ 4,688.72	\$ 7,156.46

Tabel 3.13 Screw Conveyor

Nama	Screw Conveyor 8	Screw Conveyor 9	Screw Conveyor 10	Screw Conveyor 11
Kode alat	SC-08	SC-09	SC-10	SC-11
Fungsi	Mengangkut silica gel dari CF-04 menuju M-03	Mengangkut silica gel dari M-03 menuju CF-05	Mengangkut silica dari CF- 05 menuju RD-01	Mengangkut silica dari RD-01 menuju BM- 01
Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	35°C	35°C	35°C	35°C
Kapasitas (kg/m)	10.365,15	11.422,96	9.860,45	9.860,45

Tabel 3.13 (lanjutan...)

Dimensi				
Diameter <i>flight</i> (m)	0.25	0.25	0.25	0.25
Diameter pipa (m)	0.064	0.064	0.064	0.064
Panjang (m)	4,572	4,572	4,572	4,572
Kecepatan (rpm)	80	80	55	55
<i>Power</i> motor (Hp)	1,27	1,27	0,85	0,85
Harga	\$ 5,182.26	\$ 5,182.26	\$ 5,182.26	\$ 5,182.26

Tabel 3.13 Screw Conveyor

Kode alat	SC-12	SC-13
Fungsi	Mengangkut silica dari BM-01 menuju VB-01	Mengangkut silica dari VB-01 menuju S-04
Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Kondisi Operasi		
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm
Suhu (°C)	35°C	30°C
Kapasitas (kg/m)	9.860,45	9.860,45
Dimensi		
Diameter <i>flight</i> (m)	0.25	0.25
Diameter pipa (m)	0.064	0.064
Panjang (m)	4,572	4,572
Kecepatan (rpm)	55	80
Power motor (Hp)	0,85	1,27
Harga	\$ 5,182.26	\$ 5,182.26

Tabel 3. 14 Pneumatic Conveyor

Nama	Pneumatic Conveyor	
Kode alat	PC-01	
Fungsi	Mendinginkan Abu Sekam Padi	
Jenis	Pneumatic Conveyor	
Kondisi Operasi	Padatan	Gas
Suhu masuk (°C)	500	50
Suhu Keluar (°C)	95	30
Tekanan (atm)	1	1
Konstruksi dan Material		
Panjang (m)	10,926	
OD (m)	0,1541	
ID (m)	0,1683	
A (m ²)	0,0112	

Tabel 3. 15 Blower

Nama	Blower
Kode alat	B-01
Fungsi	Menekan udara menuju Pneumatic conveyor (PC-01)
Jenis	Centrifugal Blower

Tabel 3.15 (lanjutan...)

Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 285
Jumlah	1
Kapasitas (kg/jam)	5600
Daya (HP)	150

Tabel 3. 16 Cyclone Separator

Nama	Cyclone Separator
Kode alat	CS-01
Fungsi	Memisahkan SiO ₂ dari Udara
Jenis	Reserve Flow Cyclone Separator
Bahan konstruksi	Baja karbon
Jumlah	1
Kontruksi dan Material	
OD Shell (m)	1,7766
Tinggi (m)	7,1064
Tebal Shell (m)	0,0249
Tebal Bottom (m)	0,0249

Tabel 3. 17 Rotary Dryer

Nama	Rotary Dryer
Kode alat	RD-01
Fungsi	Menghilangkan kandungan cairan di dalam silika
Jenis	Counter current rotary dryer
Bahan	Carbon Steel
Jumlah	1
Dimensi	
Panjang (m)	3,7
Diameter (m)	2,4
Kecepatan putar (rpm)	7,7
Waktu Tinggal (jam)	1,15
Tebal Shell (in)	1
Daya Motor (Hp)	10

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Furnace

Tabel 3. 10 Neraca Masa Furnace

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 1	Aliran 3	Aliran 2
C	475,1224		
H	550,1417		
O	12.017,3818		
Si	6.065,8485		
Al	50,0129		
K	893,0872		
Na	46,4405		
Ca	1.428,9396		
Mg	178,6174		
Fe	189,3345		
O ₂ (udara)	1.598,7474		
N ₂	1.247,0229		1.247,0229
SiO ₂		12.998,2468	
Al ₂ O ₃		94,4688	
K ₂ O		1.076,2846	
Na ₂ O		62,5938	
CaO		2.000,5154	
MgO		297,6957	
Fe ₂ O ₃		270,4778	
H ₂ O			4.951,2756
CO ₂			1.742,1155

Sub total	24.740,6971	16.800,8298	7.940,4141
Total	24.740,6971	24.740,6971	

3.4.2 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 11 Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 15	Aliran 12	Aliran 16
NaOH	25.996,4936		11.785,0771
SiO ₂		12.998,2468	2.339,6844
Na ₂ SiO ₃			21.672,4102
H ₂ O			3.197,5687
Al ₂ O ₃		9,2579	9,2579
Fe ₂ O ₃		26,5068	26,5068
CaO		196,0505	196,0505
K ₂ O		105,4759	105,4759
Na ₂ O		6,1342	6,1342
MgO		29,1742	29,1742
Sub total	25.996,936	13.370,846	39.367,339
Total	39.367,339	39.367,339	39.367,339

Tabel 3. 12 Neraca Massa Reaktor-02

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 19	Aliran 18	Aliran 20
Na ₂ SiO ₃		21.672,4102	4.984,6543
HCl	12.790,2749		2.941,7632
SiO ₂			8.207,0930
NaCl			15.867,0465
H ₂ O		3.197,5687	5.659,6966
Total		37.660,2537	37.660,2537

3.4.3 Neraca Massa Mixer

Tabel 3. 13 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 8	Aliran 9
SiO ₂	12.998,2468		12.998,2468
Al ₂ O ₃	94,4688		94,4688
Fe ₂ O ₃	270,4778		270,4778
CaO	2.000,5154		2.000,5154
K ₂ O	1.076,2846		1.076,2846
Na ₂ O	62,5938		62,5938
MgO	297,6957		297,6957
HCl		12.790,2749	12.790,2749
Sub Total	16.800,2829	12.790,2749	29.590,5578
Total		29.590,5578	29.590,5578

Tabel 3. 14 Neraca Massa Mixer-02

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 14		Aliran 15
H ₂ O	15.597,8962		
NaOH	10.398,5974		25.996,4936
Total	25.996,4936		25.996,4936

Tabel 3. 15 Neraca Massa Mixer-03

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 21	Aliran 21	Aliran 23
SiO ₂	8.207,070		8.207,070
NaCl	1.586,700		1.586,700
H ₂ O	565,969	4.407,500	4.973,469
Sub Total	14.767,241	4.407,500	
Total	14.767,241		14.767,241

3.4.4 Neraca Massa Centrifuge

Tabel 3. 16 Neraca Massa Centrifuge-01

Komponen	Output (kg/jam)		Input (kg/jam)	
	Aliran 11	Aliran 10	Aliran 9	Aliran 9
HCl	12.534,4694	255,8055		12.790,2749
H ₂ O	3.133,6173	63,9513	3.197,5687	
SiO ₂		12.998,2468		12.998,2468
Al ₂ O ₃	85,0219	9,4469		94,4688
Fe ₂ O ₃	243,4300	27,0478		270,4778
CaO	1.800,4639	200,0515		2.000,5154
K ₂ O	968,6561	107,6284		1.076,2846
Na ₂ O	56,3344	6,2594		62,5938
MgO	267,9262	29,7696		297,6957
Sub total	19.089,9193	13.698,2073	3.197,5687	29.590,5578
Total		32.788,12655	3.197,5687	32.788,1265

Tabel 3. 17 Neraca Massa Centrifuge-02

Komponen	Output (kg/jam)		Input (kg/jam)
	Aliran 13	Aliran 12	Aliran 10
HCl	255,8055		255,8055
H ₂ O	63,9514		63,9513
SiO ₂		12.998,2468	12.998,2468
Al ₂ O ₃	0,1889	9,2579	9,4469
Fe ₂ O ₃	0,5409	26,5068	27,0478
CaO	4,0010	196,0505	200,0515
K ₂ O	2,1526	105,4759	107,6284
Na ₂ O	0,1252	6,1342	6,2594
MgO	0,5954	29,1742	29,7696
Sub total	327,3609	13.370,8463	13.698,2073
Total	13.698,2073		13.698,2073

Tabel 3. 18 Neraca Massa Centrifuge-03

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)					
	Aliran 16			Aliran 17			Aliran 18		
Na ₂ SiO ₃	21.672,4102			21672.41018					
H ₂ O	3.197.5687			3197.568714					
Al ₂ O ₃	9,2579			9,2579					
Fe ₂ O ₃	26,5068			26,5068					
CaO	196,0505			196,0505					
K ₂ O	105,4759			105,4759					
Na ₂ O	6,1342			6,1342					
MgO	29,1742			29,1742					
Sub total	25.242,5784			372,5995			24.869,9789		
Total	25.242,5784			25.242,5784					

Tabel 3. 19 Neraca Massa Centrifuge-04

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)					
	Aliran 20			Aliran 21			Aliran 22		
H ₂ O	5.659,6899			565,9689			5.093,7209		
SiO ₂	8.207,0706			8.207,0706					
NaCl	15.867,0032			1.586,7003			14.280,3029		
Sub total	29.733,76			10.359,7399			19.374,0238		
Total	29.733,7637			29.733,7637					

Tabel 3. 20 Neraca Massa Centrifuge-05

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 23	Aliran 24	Aliran 25
H ₂ O	4.973,4699	4.874,0005	99,4694
SiO ₂	8.207,0707	82,0707	8.124,9999
NaCl	1.586,7003	1.554,9663	31,7340
Sub total	14.767,2408	6.511,0375	8.256,2033
Total	14.767,2408	14.767,2408	

3.4.5 Neraca Massa Ball Mill

Tabel 3. 21 Neraca Massa Ball Mill

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 26	Aliran 28
H ₂ O	63,0297	63,0297
SiO ₂	8.124,9999	8.124,9999
NaCl	19,0404	19,0404
Total	8.207,0707	8.207,0707

Tabel 3. 22 Neraca Massa Ball Mill (Recycle)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 29	Aliran 29
H ₂ O	63,0297	63,0297
SiO ₂	7.718,7499	7.718,7499
SiO ₂ (<i>Recycle</i>)	406,2499	406,2499
NaCl	19,0404	19,0404
Total	8.207,0707	8.207,0707

3.4.6 Neraca Massa Vibrating Screen

Tabel 3. 23 Neraca Massa *Vibrating Screen*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 28	Aliran 30
H ₂ O	63,0297	63,0297
SiO ₂	7.718,7499	8.124,9999
SiO ₂ (<i>Recycle</i>)	406,2499	
NaCl	19,0404	19,0404
Total	8207,0707	8207,0707

3.4.7 Neraca Massa Pneumatic

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
SiO ₂	12.998,2468		12.998,2468
Al ₂ O ₃	94,4688		94,4688
Fe ₂ O ₃	270,4778		270,4778
CaO	2.000,5154		2.000,5154
K ₂ O	1.076,2846		1.076,2846
Na ₂ O	62,5938		62,5938
MgO	297,6957		297,6957
Udara		5.600,182	5.600,182
Sub Total	16.800,28	5.600,182	22.400,46
Total	22.400,46		22.400,46

3.4.8 Neraca Massa Cyclone Separator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 5	Aliran 7	Aliran 6
SiO ₂	12.998,2468		12.998,2468
Al ₂ O ₃	94,4688		94,4688
Fe ₂ O ₃	270,4778		270,4778
CaO	2.000,5154		2.000,5154
K ₂ O	1.076,2846		1.076,2846
Na ₂ O	62,5938		62,5938
MgO	297,6957		297,6957
Udara		5.600,182	5.600,182
Sub Total	16800,28	5.600,182	22.400,46
Total	22.400,46		22.400,46

3.4.9 Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 25	Aliran 27	Aliran 26
H ₂ O	99,4694	36,4397	63,0297
SiO ₂	8.124,9999		8.124,9999
NaCl	31,7340	12,6936	19,0404
Sub total	8.256,2033	49,1333	8.207,0707
Total	8.256,2033	8.256,2033	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor-01

Neraca Panas Total			
Masuk		Keluar	
Komponen	Q (KJ/Jam)	Komponen	Q (KJ/Jam)
NaOH	56.957,667	NaOH	25.820,809
SiO ₂ (RHA)	536,827	SiO ₂ (RHA)	96,629
Na ₂ SiO ₃	0,00	Na ₂ SiO ₃	30.199,260
H ₂ O	0,00	H ₂ O	16352,544
Al ₂ O ₃	-7,521	Al ₂ O ₃	-7,521
Fe ₂ O ₃	51,771	Fe ₂ O ₃	51,771
CaO	420,889	CaO	420,889
K ₂ O	962,931	K ₂ O	962,931
Na ₂ O	82,079	Na ₂ O	82,079
MgO	77,855	MgO	77,855
ΔH reaksi	15.165,358	Q pendingin	30140,105
Total	43917,140643	Total	43917,140643

3.5.2 Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3. 25 Neraca Panas Reaktor-02

Neraca Panas Total			
Masuk		Keluar	
Komponen	Q (KJ/Jam)	Komponen	Q (KJ/Jam)
Na ₂ SiO ₃	0,00	NaOH	0,00
HCl	52413,557	SiO ₂ (RHA)	12055,118
SiO ₂	0,00	Na ₂ SiO ₃	6853,335
NaCl	0,00	H ₂ O	22974,414
H ₂ O	13398,547	Al ₂ O ₃	23715,428
ΔH reaksi	37275,249	Q pendingin	37061,440
Total	28536,855	Total	28536,855

3.4.3 Furnace 1 (F-01)

Tabel 3. 26 Neraca Panas Furnace

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	6.484,371	
Produk		52.727,343
Q steam	46.242,972	
Total	52.727,343	52.727,343

3.4.4 Mixer 1 (M-01)

Tabel 3. 27 Neraca Panas Mixer-01

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	11.243,152	
Produk		11.242,885
Q pendingin		0,26719
Total	11.243,152	11.243,152

3.4.5 Mixer 2 (M-02)

Tabel 3. 28 Neraca Panas Mixer-02

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	93.087,551	
Produk		33.297,608
Q pendingin		59.789,942
Total	93.087,551	93.087,551

3.4.6 Mixer 3 (M-03)

Tabel 3. 29 Neraca Panas Mixer-03

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	10.602,653	
Produk		10.602,653
Total	10.602,653	10.602,653

3.4.7 Centrifuge 1 (CF-01)

Tabel 3. 30 Neraca Panas Centrifuge-01

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	23.197,321	
Produk		23.197,321
Total	23.197,321	23.197,321

3.4.8 Centrifuge 2 (CF-02)

Tabel 3. 31 Neraca Panas Centrifuge-02

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	16.422,878	
Produk		16.422,878
Total	16.422,878	16.422,878

3.4.9 Centrifuge 3 (CF-03)

Tabel 3. 32 Neraca Panas Centrifuge-03

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	53.167,080	
Produk		53.167,080
Total	53.167,080	53.167,080

3.4.10 Centrifuge 4 (CF-04)

Tabel 3. 33 Neraca Panas Centrifuge-04

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	10.668,978	
Produk		10.668,978
Total	10.668,978	10.668,978

3.4.11 Ball Mill (BM-01)

Tabel 3. 34 Neraca Panas Ball Mill

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	60.034,727	
Produk		60.034,727
Total	60.034,727	60.034,727

3.4.12 Vibrating Screen (VS-01)

Tabel 3. 35 Neraca Panas Vibrating Screen

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	90.593,854	
Produk		90.593,854
Total	90.593,854	90.593,854

3.4.13 Cooler (CL-01)

Tabel 3. 36 Neraca Panas Cooler

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	687.023,998	
Produk		267.735,379
Q pendingin		419.288,619
Total	687.023,998	687.023,998

3.4.14 Heater (H-01)

Tabel 3. 37 Neraca Panas Heater

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH (KJ/Jam)	ΔH (KJ/Jam)
Umpan	113.235,6267	
Produk		3.958.747,896
Q Steam	3.845.512,269	
Total	3.958.747,896	3.958.747,896

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik dibutuhkan pertimbangan karena berpengaruh terhadap lancarnya kegiatan industry dan memberikan keuntungan yang besar terhadap Perusahaan. Pabrik silica powder akan didirikan di Indramayu, Jawa Barat. Terdapat beberapa faktor primer dan sekunder dalam penentuan lokasi pabrik, antara lain:



Gambar 4. 1 Peta Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Karena ketersediaan bahan baku berpengaruh terhadap kelancaran

proses produksi. Pabrik silika (bubuk) ini akan didirikan di daerah Bodas, Tukdana, Indramayu, Jawa Barat karena dekat dengan sumber bahan baku yaitu, sekam padi. Produksi padi terbesar di Indonesia yaitu di wilayah Jawa. Salah satunya yaitu Jawa Barat yang pada tahun 2022 telah memproduksi padi sebesar 9.043.000 ton. Bahan baku sekam padi akan diperoleh dari PT. Agro Jabar yang berlokasi di Kota Bandung, Jawa Barat. PT. Agro Jabar bergerak di bidang perkebunan, kehutanan, peternakan, perikanan, cadangan pangan dan usaha lainnya. Sedangkan untuk HCl dan NaOH akan diperoleh dari PT. Sulfindo yang berlokasi di Kabupaten Bandung Barat, Jawa Barat.

b Pemasaran

Pemilihan lokasi di Indramayu karena banyak perusahaan konsumen yang menggunakan Silica (bubuk) sebagai bahan baku seperti pabrik keramik, kaca, semen dan lain-lain yang berlokasi di Indramayu. Pemasaran mudah dijangkau karena tersedianya sarana transportasi yang memadai. Diharapkan pemasaran juga dapat dilakukan ke luar negeri untuk diekspor.

c Utilitas

Utilitas merupakan unit penunjang utama yang memegang peranan penting dalam memperlancar jalannya proses produksi. Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan tenaga listrik dan bahan bakar sebagai factor

penunjang yang paling penting. Untuk kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari PLN Tukdana yang berlokasi di Kecamatan Tukdana, Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Untuk kebutuhan airnya dapat dipenuhi dari Kali Cimanuk atau Sungai Cimanuk yang berlokasi di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Air Sungai tersebut nantinya akan di proses menggunakan metode pengolahan air yang telah dirancang untuk kebutuhan air servis, air domestik, air pendingin, dan lain-lain.

d Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur darat. Pendirian pabrik di daerah Indramayu berdasarkan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat yang mudah dijangkau. Dengan adanya sarana transportasi akan menjamin kelancaran jalannya produksi pabrik.

e Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja yang memiliki kualitas dan potensial tinggi dapat dipenuhi dari sarjana universitas seluruh Indonesia, sedangkan untuk tenaga operator dapat dipenuhi oleh masyarakat sekitar sehingga mengurangi angka pengangguran di daerah tersebut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a Perluasan Pabrik

Perluasan area pabrik di masa mendatang harus sudah dipertimbangkan sejak awal pendirian pabrik. Sehingga sudah harus menyediakan sejumlah area untuk digunakan sebagai perluasan pabrik, karena sangat memungkinkan pabrik menambah kapasitas, hal itu juga diikuti dengan penambahan alat. Apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan mencari lahan perluasan.

b Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industry, lokasi pendirian pabrik dipilih di daerah kawasan industry, sehingga memudahkan perizinan dalam pendirian pabrik.

c Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana dan fasilitas social seperti penyediaan jalan, transportasi, sarana ibadah, kesehatan, pendidikan, bank, dan perumahan yang akan meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

d Lingkungan Masyarakat Sekitar

Respon masyarakat sekitar yang cukup ramah dan terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Dengan adanya pabrik baru, maka menciptakan lapangan kerja bagi masyarakat, hal ini meningkatkan kesejahteraan

masyarakat. Pendirian pabrik juga tidak akan mengganggu aktifitas, keselamatan, dan kesehatan masyarakat sekitar karena dampak-dampaknya sudah dipertimbangkan sebelumnya.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak suatu pabrik merupakan susunan fasilitas fisik yang terdiri dari perlengkapan, bangunan, tenaga, dan sarana lain yang harus memiliki tujuan untuk mengoptimalkan hubungan antara petugas pelaksana, aliran informasi, aliran barang, dan tata cara yang diperlukan untuk mencapai tujuan secara efektif, efisien, ekonomis dan aman. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dan kelancaran proses produksi terjamin. Dengan tata letak yang optimal, biaya-biaya seperti penanganan material dan pengangkutan dapat ditekan seminimal mungkin. Hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak pabrik yaitu pemanfaatan area dalam penempatan mesin atau fasilitas lainnya yang berkaitan dengan produksi.

Untuk dapat mencapai kondisi yang optimal, ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu :

- a. Pabrik silika (bubuk) ini merupakan pabrik baru sehingga penentuan layout tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
- b. Kemungkinan perluasana pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
- c. System kontruksi yang direncanakan adalah out door dikarenakan untuk menekan biaya bangunan dan Gedung.

- d. Factor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan lay out selalu diusahakan jauh dari sumber api.

(Vilbrandt, 1959)

Secara garis beserta tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

- a Daerah Administrasi/Perkantoran, Laboratorium dan Ruang Control
Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang control merupakan daerah untuk pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses dan produk yang akan dipasarkan.
- b Daerah Gudang, Bengkel, dan Garasi
Merupakan daerah untuk menyimpan bahan kimia pendukung proses, barang dan suku cadang alat proses. Bengkel digunakan sebagai tempat perbaikan alat-alat dan pembuatan alat-alat penunjang proses.
- c Daerah Proses
Merupakan daerah untuk menyimpan alat-alat proses dan proses berlangsung.
- d Daerah Utilitas
Merupakan tempat terjadinya kegiatan penyediaan bahan pendukung proses, seperti penyediaan air steam, air pendingin, listrik, dan saran lain yang menunjang keberlangsungan proses.

- e Daerah Fasilitas Umum
Fasilitas penunjang yang disediakan untuk karyawan meliputi poliklinik, kantin, aula, dan tempat ibadah.
- f Daerah Pengolahan Limbah
Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah yang berasal dari aktivitas pabrik. Daerah ini dirancang berada jauh dari kantin, poliklinik, tempat ibadah, dan daerah administrasi (Vilbrandt, 1959).

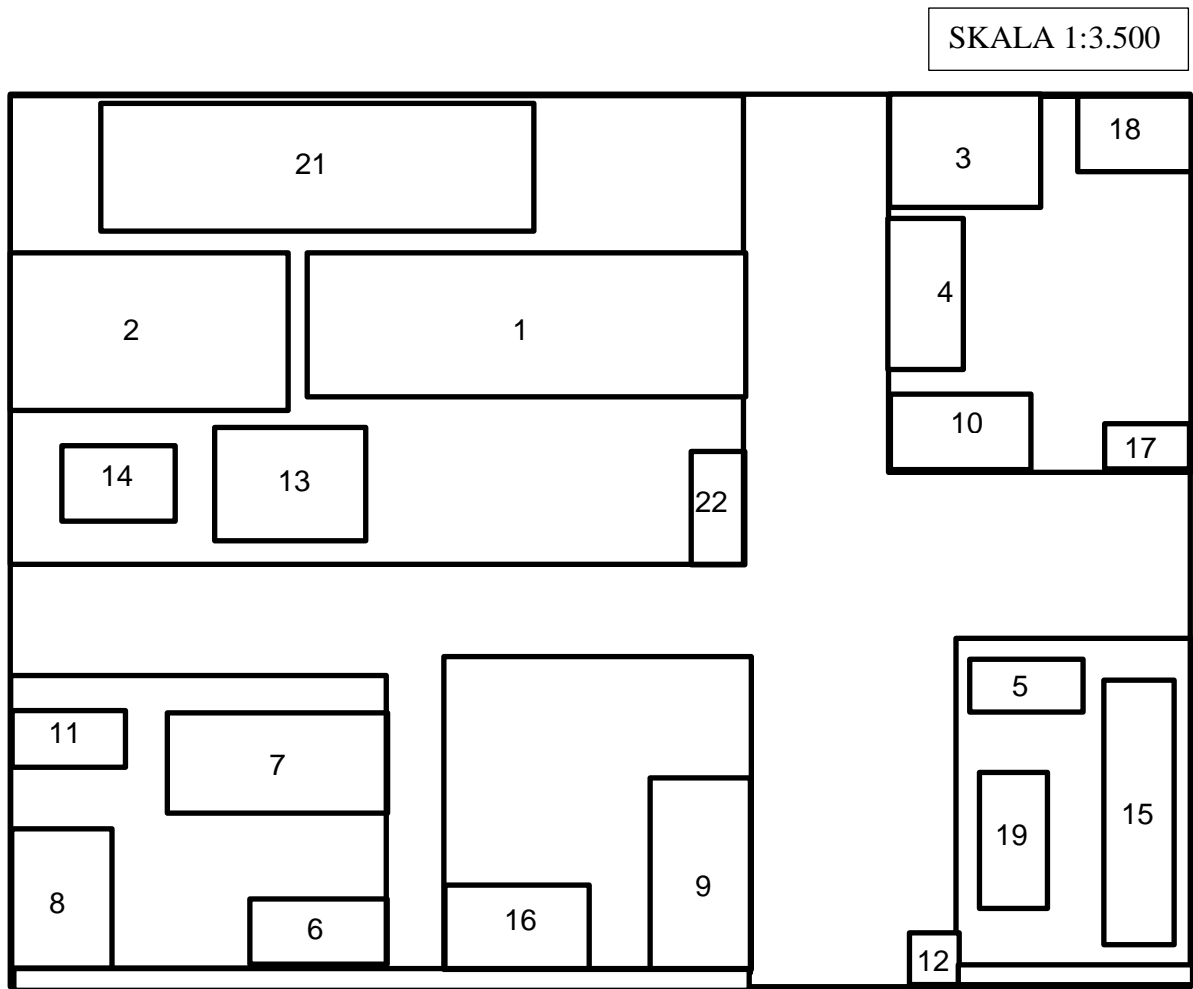
Berikut rincian luas tanah yang digunakan sebagai bahan bangunan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah

No.	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	205	68	13.940	179	59	10.561
2	Area Utilitas	106	80	8.480	94	71	6.674
3	Bengkel	15	10	300	12	8	96
4	Gudang Peralatan	15	10	200	12	8	96
5	Kantin	15	7	105	12	6	72
6	Kantor Teknik dan Produksi	25	15	375	22	12	264
7	Kantor Utama	50	20	1.000	44	18	792
8	Laboratorium	25	15	600	22	12	264
9	Parkir Utama	40	20	800	32	16	512
10	Parkir Truk	20	15	750	16	12	192
11	Poliklinik	15	10	150	12	8	96

Lanjutan Tabel 4.1

No.	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
12	Pos Keamanan 1	5	5	25	4	4	16
13	Ruang Kendali Proses	15	20	300	12	17	204
14	Ruang Kendali Utilitas	10	15	150	9	12	108
15	Area Mess	70	35	2.450	58	28	1624
16	Masjid	30	20	600	25	17	425
17	Unit Pemadam Kebakaran	10	5	50	8	4	32
18	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300	16	12	192
19	Taman	18	9	162	16	8	128
20	Tempat Packing	15	8	120	12	7	84
21	Jalan	45	70	3.150	35	56	1960
22	Daerah Perluasan	150	50	7.500	130	43	5590
Luas Tanah				40.632			
Luas Bangunan							29.982



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

- | | | |
|-------------------------------|----------------------------|----------------------|
| 1. Area Proses | 10. Parkir Truk | 19. Taman |
| 2. Area Utilitas | 11. Poliklinik | 20. Jalan |
| 3. Bengkel | 12. Pos Keamanan | 21. Daerah Perluasan |
| 4. Gudang Peralatan | 13. Ruang Kendali Proses | 22. Tempat Packing |
| 5. Kantin | 14. Ruang Kendali Utilitas | |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 15. Area Mess | |
| 7. Kantor Utama | 16. Masjid | |
| 8. Laboratorium | 17. Unit Pemadam Kebakaran | |
| 9. Parkir Utama | 18. Unit Pengolahan Limbah | |

4.3 Tata Letak Mesin/ Alat Proses

Untuk kegiatan operasional yang efisien harus memperhatikan tata letak mesin/alat yang optimal. Dalam penentuan tata letak alat proses pada pabrik silika (bubuk) ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu sebagai berikut:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat meminimalisir biaya serta dapat meningkatkan kelancaran dan keamanan produksi. Dalam hal ini penempatan pipa perlu diperhatikan, untuk pipa yang berada diatas tanah perlu dipasang dengan ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pipa yang berada di permukaan tanah diatur sedemikian rupa supaya tidak mengganggu lalu lintas kerja.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar produksi harus diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.

4.3.3 Pencahayaan

Pencahayaan di suatu pabrik harus dipastikan memadai dengan standar pabrik, terutama pada malam hari. Terutama pada daerah proses dapat diberikan penerangan tambahan dikarenakan daerah tersebut memiliki potensi bahaya yang

tinggi. Pencahayaan yang memadai dapat mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan dalam pabrik.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

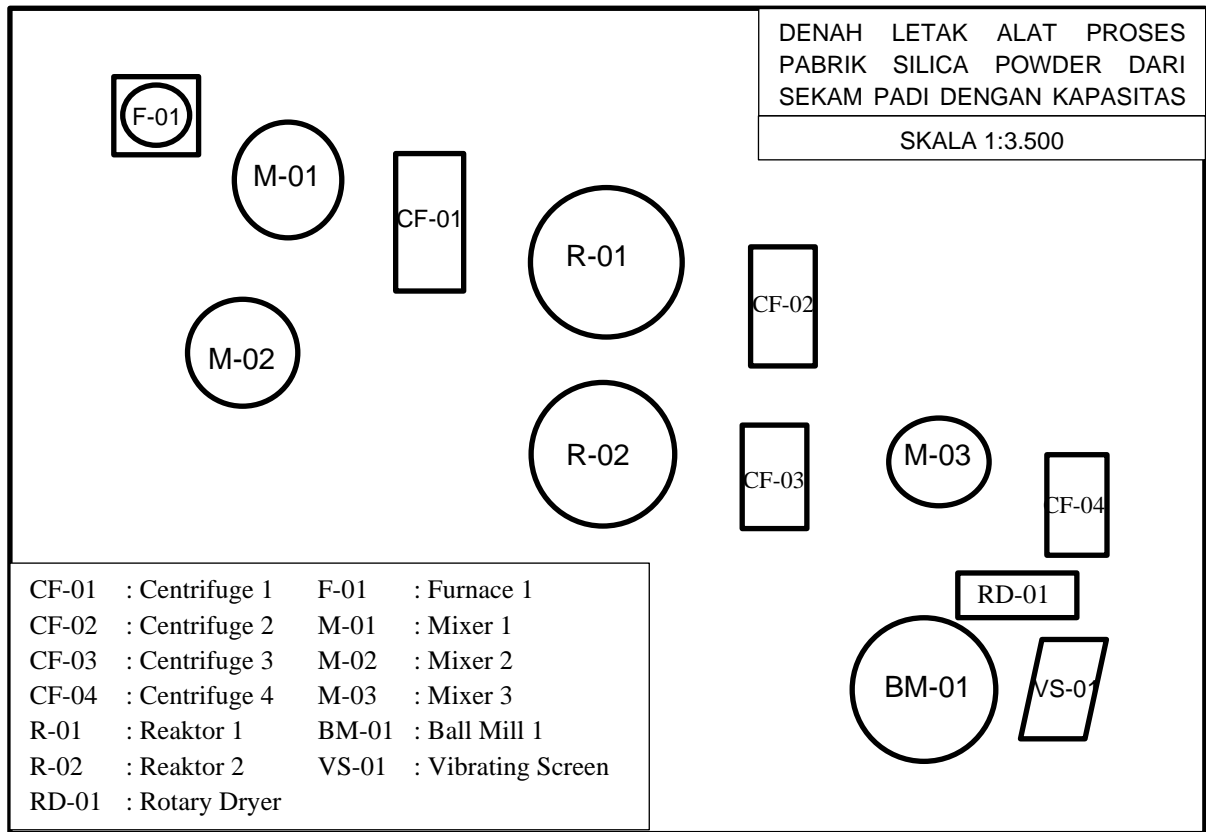
Dalam perancangan tata letak setiap alat diusahakan agar dapat memberikan kenyamanan dan keleluasaan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktivitas produksi. Selain itu, perlu diperhatikan juga supaya pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Ketika terjadi gangguan pada alat proses agar dapat segera diperbaiki.

4.3.5 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang bekerja dengan suhu dan tekanan tinggi, sebaiknya ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya supaya jika terjadi ledakan atau kebakaran tidak langsung membahayakan alat yang lain. Setiap alat harus ditempatkan dengan lokasi yang cukup agar mempermudah dalam pengawasan dan pengecekan alat-alat tersebut.

4.3.6 Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses pada suatu pabrik diatur sedemikian rupa secara optimum dengan tujuan dapat meminimalisir pengeluaran biaya dan tentunya agar menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengutamakan aspek keamanan dan keselamatan pekerja,



Gambar 4. 3 Tata Letak Mesin

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Bentuk Perusahaan yang direncanakan untuk menjalankan pabrik Silica Powder ini adalah Perseroan Terbatas (PT). PT merupakan bentuk Perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana setiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham memiliki tanggung jawab menyetor penuh jumlah yang

disebutkan dalam setiap saham. Menurut (Abi, 2016:17) saham dapat didefinisikan sebagai tanda penyertaan modal seseorang atau pihak (beban usaha) dalam suatu perusahaan atau perseroan terbatas.

4.4.2 Struktur Organisasi

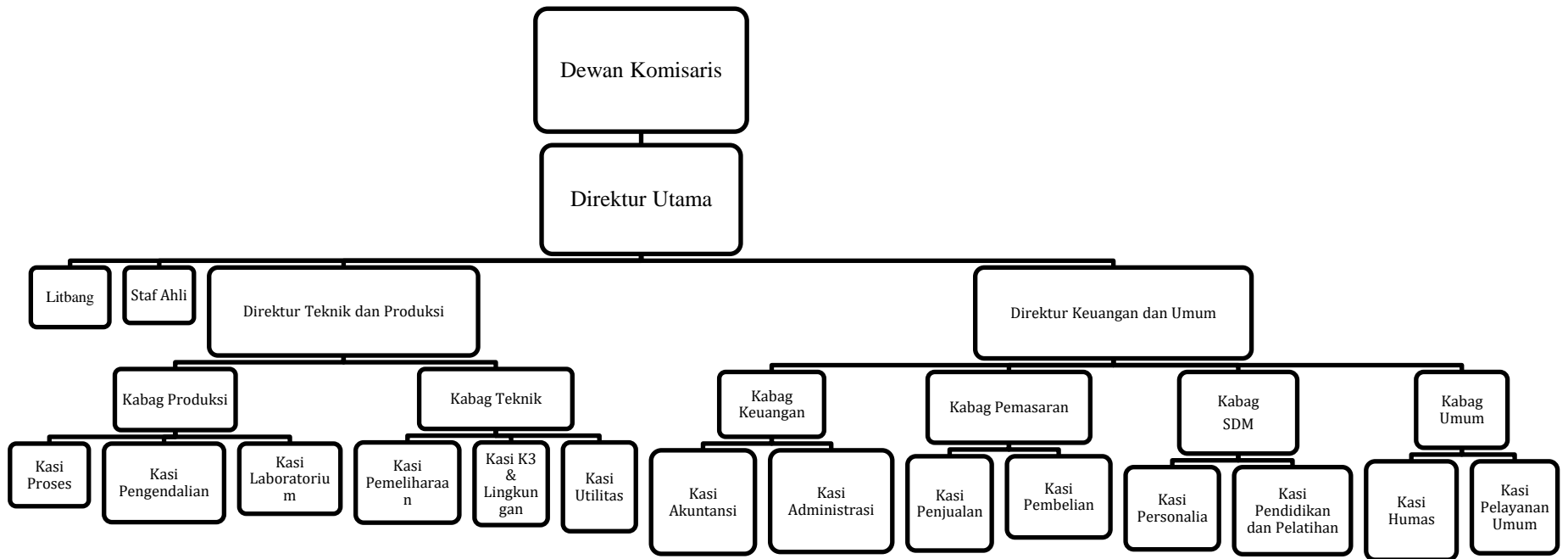
Struktur organisasi merupakan salah satu factor penting untuk menunjang kelangsungan dan kemajuan suatu perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Struktur organisasi ditunjukkan dalam bentuk bagan yang sifatnya statis yang terdiri dari kotak jabatan dan garis tata hubungan, dimana setiap individu yang berada di perusahaan tersebut memiliki peran dan tanggung jawabnya masing-masing sesuai dengan bidang dan keahliannya. Dengan adanya pembagian kerja yang dilakukan secara tepat dan benar maka efektivitas kerja pegawai akan tercapai, penghematan waktu, dan tenaga kerja akan terwujud, sehingga karyawan dapat memberikan hasil kerja yang maksimal.

Struktur organisasi adalah rangkaian hirarki kedudukan dan jabatan yang menjelaskan garis wewenang, tanggung jawab, dan pertanggungjawaban. Untuk mendapatkan system organisasi yang baik, maka perlu memperhatikan azas-azasnya, antara lain pendelegasian wewenang, perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, system control atas kerja yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel (Widjaja, 2003).

Tujuan dibangunnya sebuah struktur organisasi pada suatu perusahaan untuk memperjelas tugas pokok dan fungsi setiap individu supaya tidak terjadi tumpang tindih dalam pelaksanaannya, antara lain:

- a. Membagi pekerjaan ke dalam tugas dan departemen yang spesifik
- b. Menugaskan pekerjaan dan tanggung jawab yang berhubungan dengan pekerjaan individu
- c. Mengkoordinasikan berbagai tugas organisasi
- d. Menghimpun berbagai pekerjaan ke dalam unit-unit
- e. Menjalin hubungan di antara individu kelompok dan departemen
- f. Membuat hirarki wewenang yang formal
- g. Mengalokasikan dan menempatkan sumber-sumber daya organisasi.

(Hanny, 2011)



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi suatu perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada Perusahaan yang memiliki bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada saat RUPS, para pemegang saham memiliki wewenang, antara lain:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari Perusahaan.

(Widjaja, 2003)

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga Dewan Komisaris bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target Perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.

- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam menjalankan tugas-tugas penting

(Widjaja, 2003)

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam Perusahaan dan bertanggung jawab terhadap maju mundurnya Perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas Tindakan dan kebijakan yang telah diambilnya sebagai pimpinan Perusahaan. Direktur utama membawahi:

a. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi memiliki tugas memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, Teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang administrasi, keuangan, personalia, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

c. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli memiliki tugas sesuai dengan bidang keahlian masing-masing:

- a.** Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- b.** Memberikan masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
- c.** Memberikan saran dalam bidang hukum.

4. Penelitian dan Pengembangan

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari tenaga-tenaga ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab terhadap direksi dalam hal pengembangan dan rekayasa produk. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- a.** Memperbaiki mutu produksi
- b.** Memperbaiki dan melakukan motivasi terhadap proses produksi
- c.** Meningkatkan efisiensi perusahaan di berbagai bidang.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan Perusahaan. Kepala bagian dapat bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab terhadap direktur dalam bidang keuangan Perusahaan. Kepala bagian membawahi dua kepala seksi, yaitu kepala seksi akuntansi dan kepala seksi administrasi.

Tugas kepala seksi akuntansi meliputi:

- a. Mencatat utang piutang perusahaan
- b. Mengatur administrasi kantor dan pembukuan
- c. Mengaudit masalah perpajakan

Tugas kepala seksi akuntansi meliputi:

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan.
- b. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

b. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab terhadap kepada direktur dalam bidang pemasaran produk dan pembelian alat dan bahan yang dibutuhkan untuk proses produksi, kepala bagian membawahi dua kepala seksi, yaitu kepala seksi penjualan dan kepala seksi pembelian.

Tugas kepala seksi penjualan meliputi:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi hasil produksi

Tugas kepala seksi pembelian meliputi:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan Perusahaan yang berkaitan dengan proses produksi
- b. Mengetahui pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar dan masuknya bahan dan alat dari Gudang

c. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab terhadap Direktur dalam bidang mutu dan kelancaran produksi, serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang dibawahinya, yaitu kepala seksi proses, kepala seksi pengendalian, dan kepala seksi laboratorium.

Tugas kepala seksi proses:

- a. Mengawasi jalannya proses produksi dan bertanggung jawab terhadap kelancaran proses.

Tugas kepala seksi laboratorium:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- b. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- c. Mengawasi hal-hal yang berkaitan dengan limbah pabrik
- d. Membuat laporan secara berkala dan diserahkan kepada kepala bagian produksi

Tugas kepala seksi pengendalian:

- a. Mengendalikan laju produksi pabrik sesuai kebutuhan pasar
- b. Bertanggung jawab terhadap kuantitas hasil produksi dan jumlah pemakaian bahan baku dan bahan penunjang lainnya.

d. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian Teknik bertanggung jawab terhadap direktur dalam bidang peralatan dan utilitas. Kepala seksi yang dibawah oleh kepala bagian Teknik, yaitu kepala seksi pemeliharaan, kepala seksi utilitas, dan kepala seksi K3 & Lingkungan.

Tugas kepala seksi pemeliharaan meliputi:

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas kepala seksi utilitas:

- a. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, udara, dan tenaga listrik.

Tugas kepala seksi K3& Lingkungan:

- a. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja
- b. Melindungi pabrik dari resiko kecelakaan kerja

e. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Kepala bagian sumber daya manusia bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang personalia dan Pendidikan. Kepala bagian SDM membawahi kepala seksi personalia dan kepala seksi pendidikan & pelatihan.

Tugas kepala seksi personalia meliputi:

- a. Menciptakan suasana kerja yang baik antar pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya
- b. Menciptakan disiplin kerja yang tinggi supaya kondisi kerja menjadi tenang dan dinamis
- c. Melakukan hal-hal yang berkaitan dengan kesejahteraan karyawan.

Tugas kepala seksi pendidikan & pelatihan:

- a. Mendidik dan melatih karyawan baru atau mahasiswa kerja praktek (KP) tentang hal-hal yang berkaitan dengan perusahaan
- f. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab terhadap direktur dalam bidang hubungan masyarakat, dan pelayanan umum. Kepala bagian umum membawahi kepala seksi humas dan kepala seksi pelayanan umum. Kepala seksi humas bertugas mengatur hubungan antara Perusahaan dengan Masyarakat di luar lingkungan Perusahaan, dan menjalin relasi atau Kerjasama dengan instansi lain. Kepala seksi pelayanan umum bertugas menjaga keamanan dan kebersihan pabrik, serta memberikan pelayanan umum kepada pegawai.

4.4.4 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik ini system upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan karyawan tetap, harian, dan borongan.

- a. Karyawan Tetap

Merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan Karyawan Borongan

Merupakan karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik silica (bubuk) direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu 1 dengan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

a. Karyawan *non shift*

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta karyawan yang berada di kantor. Karyawan harian bekerja selama 5 hari dalam 1 minggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam Kerja

- Hari Senin – Kamis : Jam 07.30-16.30

- Hari Jum'at : Jam 07.30-16.30

Jam Istirahat

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00-13.00
- Hari Jum'at : Jam 12.00-13.00

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang terlibat secara langsung terhadap proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gedung dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian selama 24 jam sebagai berikut:

- *Shift* pagi : Jam 07.00-15.00
- *Shift* sore : Jam 15.00-23.00
- *Shift* malam : Jam 23.00-07.00

Untuk karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan satu regu beristirahat serta dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapatkan giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan

pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

4.4.6 Status, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan

a. Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan satu pabrik harus ada penggolongan jabatan, hal ini berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 3 Penggolongan Karyawan dan Tingkat Pendidikan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi / Akuntansi
4.	Staf Ahli	Sarjana Teknik / Ekonomi
5.	Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik / MIPA
6.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia
8.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi / Akuntansi
9.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi / Akuntansi
10.	Kepala Bagian SDM	Sarjana Komunikasi / Psikologi
11.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Manajemen / Teknik
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia

Tabel 4.3...(lanjutan)

No	Jabatan	Pendidikan
14.	Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik
15.	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik / MIPA
16.	Kepala Seksi K3 & Lingkungan	Sarjana Teknik Kimia / Teknik Lingkungan
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
18.	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik
19.	Kepala Seksi Akuntansi	Sarjana Akuntansi
20.	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ekonomi
21.	Kepala Seksi Penjualan	Sarjana Ekonomi
22.	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Ekonomi
23.	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Komunikasi / Psikologi
24.	Kepala Seksi Pendidikan & Pelatihan	Sarjana Teknik
25.	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
26.	Kepala Seksi Pelayanan Umum	Sarjana Komunikasi
27.	Operator Proses	Sarjana / Ahli Madya
28.	Operator Utilitas	Sarjana / Ahli Madya
29.	Karyawan Proses <i>shift</i>	Sarjana / Ahli Madya

Tabel 4.3 Lanjutan

No	Jabatan	Pendidikan
30.	Karyawan Proses <i>nonshift</i>	Sarjana / Ahli Madya
31.	Karyawan Laboratorium	Sarjana / Ahli Madya
32.	Karyawan K3 & Lingkungan	Sarjana / Ahli Madya
33.	Karyawan Pemeliharaan	Sarjana / Ahli Madya
34.	Karyawan Utilitas <i>shift</i>	Sarjana / Ahli Madya
35.	Karyawan Utilitas <i>nonshift</i>	Sarjana / Ahli Madya
36.	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Sarjana / Ahli Madya
37.	Karyawan Administrasi	Sarjana / Ahli Madya
38.	Karyawan Penjualan	Sarjana / Ahli Madya
39.	Karyawan Pembelian	Sarjana / Ahli Madya
40.	Karyawan Akuntansi	Sarjana / Ahli Madya
41.	Karyawan Personalia	Sarjana / Ahli Madya
42.	Karyawan Humas	Sarjana / Ahli Madya
43.	Dokter	Sarjana Kedokteran
44.	Paramedis / Perawat	Akademi Keperawatan
45.	Supir	SLTA / Sederajat
46.	Petugas Keamanan	SLTA / Sederajat
47.	<i>Cleaning Service</i>	SLTA / Sederajat
48.	Karyawan Dapur	SLTA / Sederajat

b. Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada Perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

c. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan dengan jumlah tetap sesuai peraturan Perusahaan.

d. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

e. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam pokok.

Berikut adalah rincian gaji sesuai jabatan :

Tabel 4. 4 Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000	Rp 600.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000

Lanjutan Tabel 4.4

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Staf Ahli	2	Rp 20.000.000	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 600.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Kepala Bagian SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Kepala Bagian Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
Sekretaris	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
Kepala Seksi Proses	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000

Lanjutan Tabel 4.4

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi K3 & Lingkungan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Akuntansi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000

Lanjutan Tabel 4.4

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Kepala Seksi Personalia	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Pendidikan & Pelatihan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Humas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Operator Proses	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000
Operator Utilitas	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000
Karyawan Proses <i>shift</i>	12	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000	Rp 1.008.000.000
Karyawan Proses <i>nonshift</i>	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000

Lanjutan Tabel 4.4

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Karyawan Laboratorium	8	Rp 7.000.000	Rp 56.000.000	Rp 672.000.000
Karyawan K3 & Lingkungan	8	Rp 7.000.000	Rp 56.000.000	Rp 672.000.000
Karyawan Pemeliharaan	8	Rp 7.000.000	Rp 56.000.000	Rp 672.000.000
Karyawan Utilitas <i>shift</i>	12	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000	Rp 1.008.000.000
Karyawan Utilitas <i>nonshift</i>	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
Karyawan Administrasi	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Karyawan Penjualan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000

Lanjutan Tabel 4.4

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)	Gaji/tahun(Rp)
Karyawan Pembelian	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Karyawan Akuntansi	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Karyawan Personalia	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Karyawan Humas	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
Paramedis / Perawat	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Supir	4	Rp 3.500.000	Rp 14.000.000	Rp 168.000.000
Petugas Keamanan	8	Rp 3.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
<i>Cleaning Service</i>	4	Rp 3.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
Karyawan Dapur	4	Rp 3.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000

2. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan social yang diberikan Perusahaan pada karyawan antara lain:

a. Tunjangan

- Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah kerja.

b. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung Perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e. Asuransi Tenaga Kerja

ASTEK diberikan oleh Perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas yang disediakan untuk mempermudah karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama berada di pabrik antara lain:

1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan
2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan antar karyawan terutama makan siang
3. Sarana peribadatan
4. Pakian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes*, dan kacamata, serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.

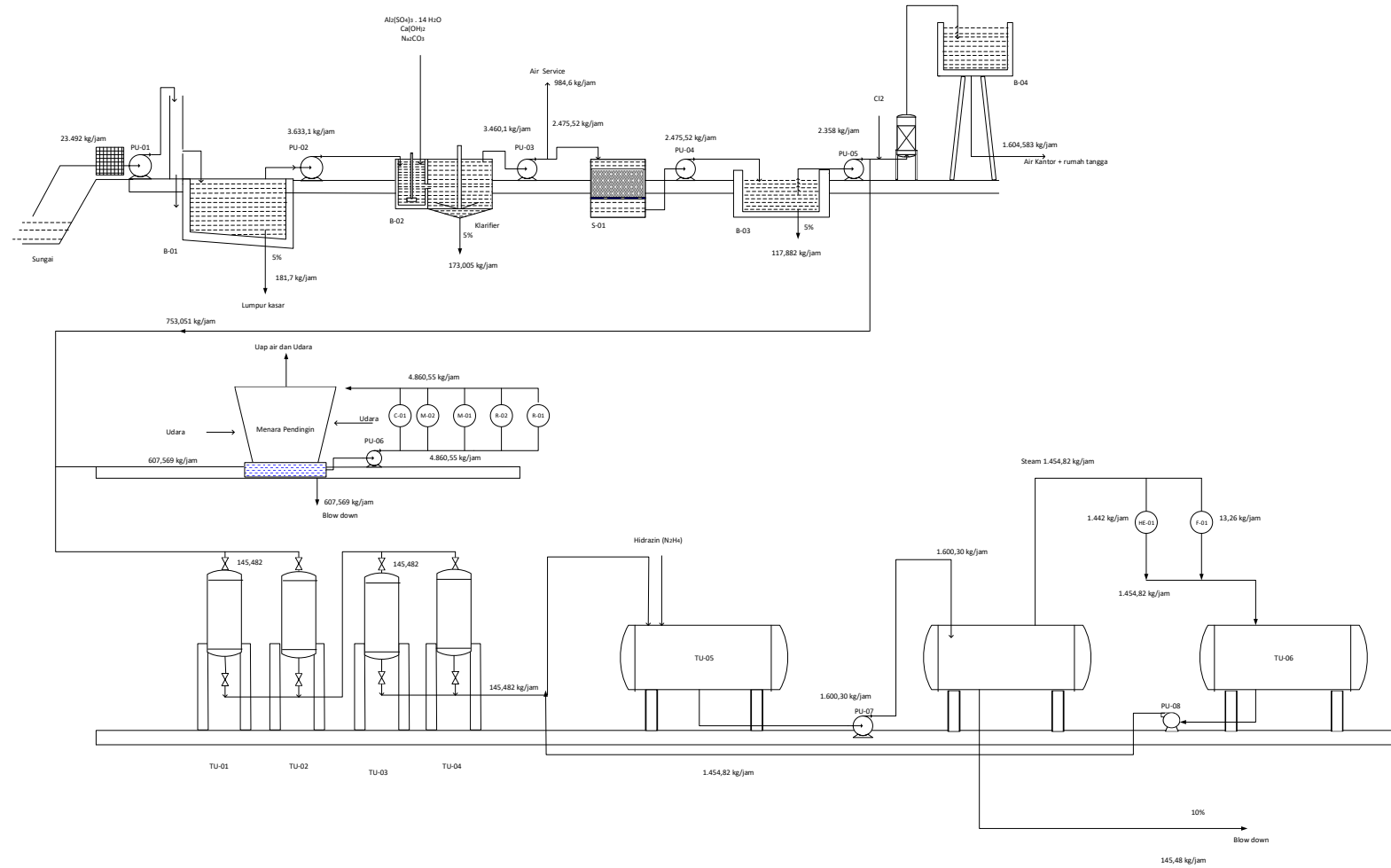
5. Fasilitas kesehatan seperti tersediannya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan kumpulan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Untuk menjamin kelancaran proses produksi pabrik Silika (bubuk), terdapat unit penunjang yang berkaitan dengan penyediaan utilitas yang meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit steam
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia bahan bakar
5. Unit penyedia udara tekan
6. Unit pengolahan limbah



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang dibutuhkan dalam proses produksi. Unit ini bertugas dalam menyediakan air bersih supaya dapat digunakan dalam memenuhi kebutuhan pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air sungai, air danau, air sumur maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam produksi silika (bubuk) ini, air yang digunakan berasal dari sungai cimanuk.

Penggunaan air sungai dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Letak sungai tidak jauh dari lokasi pabrik.
- b. Air sungai dapat diperoleh dengan jumlah yang besar dan biaya lebih murah.
- c. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan :

a. Air Pendingin

Air pendingin ini digunakan untuk pendinginan pada proses produksi, seperti pendinginan peralatan. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- Air dapat diperoleh dalam jumlah yang banyak

- Pengaturan dan pengolahan yang mudah
- Tidak mudah menyusut dalam Batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin
- Tidak terdekomposisi

Kebutuhan air pendingin pada pabrik silika (bubuk) dengan overdesign sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin sebesar 5.833 kg/jam.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Reaktor 1	R-01	1,9874
2	Reaktor 2	R-02	0,9943
3	Mixer 1	M-01	0,001
4	Mixer 2	M-02	2.850
5	Cooler	C-01	2.007
Total			4.860,55

b. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan yaitu:

- Tidak berbau dan berasa
- Air jernih
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Proses

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Mixer	M-01	15.598,90
2	Centrifuge	CF-01	3.198,57
3	Mixer	M-03	882,50
Total			19.676,96

c. Air Domestik

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, perumahan, dan sebagainya. Air domestic yang digunakan harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Tidak berbau dan berasa
- Air jernih

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (Kg/jam)
Kantor	620
Mesh	364,58
Jumlah	984,58

d. Air Layanan Umum

Air layanan umum merupakan air yang digunakan dalam memenuhi kebutuhan air hydrant dan layanan umum seperti bengkel, kantin, laboratorium, masjid, dan lain-lain. Total perkiraan kebutuhan air untuk layanan umum yaitu 984,58 kg/jam

e. Total Kebutuhan Air

Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air

No	Keperluan	Jumlah (Kg/Jam)
1	Air Pendingin	4.860,55
2	Air proses	19.676,96
3	Air domestik	984,58
4	Air layanan umum	984,58
Total		26.506,68

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air bertujuan untuk memnuhi syarat-syarat air untuk digunakan di dalam industri kimia. Pengolahan air meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia. Pada pabrik silika bubuk sumber air didapatkan dari Sungai terdekat di sekitar daerah pabrik yaitu Sungai Cimanuk.

a. Penghisapan

Sebelum air sungai digunakan, air sungai dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) menggunakan pompa.

b. Penyaringan

Proses penyaringan dilakukan untuk menghilangkan partikel kotor yang berukuran cukup besar, seperti daun, ranting, dan sampah. Pada tahap ini partikel kotoran akan tersaring secara langsung tanpa penggunaan bahan kimia. Sementara itu partikel partikel kecil yang masih terbawa dalam air akan diolah di tahap selanjutnya.

c. Pengendapan

Partikel dan kotoran yang terbawa di dalam air sungai diendapkan dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Kotoran yang tidak tersaring pada proses penyaringan seperti pasir dan lumpur yang masih terbawa di dalam air akan mengalami pengendapan di bagian bawah bak karena gaya gravitasi.

d. Penggumpalan

Pada bak penggumpalan akan terjadi proses koagulasi yang menggunakan penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air. Jenis koagulan yang digunakan adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) Koagulan akan menyebabkan partikel-partikel menjadi lebih stabil dan membentuk sebuah endapan.

e. *Clarifier*

Pada proses sedimentasi ini menggunakan metode flokulasi dan koagulasi. Flokulasi merupakan penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok sehingga dapat membentuk flok yang lebih berat untuk di *blowdown* maka air bersih dapat keluar.

f. *Sand filter*

Di dalam *sand filter* air akan dialirkan dari atas ke bawah menggunakan media filter (spheres) yang akan menyaring pengotor yang masih terbawa di dalam air.

g. Tangki Penampungan Air Bersih

Air yang sudah di filtrasi sudah dapat disebut air bersih. Kemudian air keluaran dari proses filtrasi akan dialirkan dan ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih ini sudah dapat digunakan sebagai air layanan umum, air pendingin, air proses dan air domestik.

5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi. Kebutuhan steam pada pabrik silika (bubuk) dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Steam

No	Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Heater	H-01	1.442
2	Boiler	B-01	1.250
Total			2.692

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik silika bubuk diperoleh melalui 2 sumber yaitu PLN up 3 indramayu dan generator diesel. Generator diesel digunakan sebagai tenaga cadangan ketika terjadi gangguan pada PLN. Generator diesel yang dipakai menggunakan bahan bakar dari solar. Generator diesel ini merupakan mesin yang menghasilkan listrik dengan cara mengkonversi solar menjadi energi mekanik untuk proses pembakaran. Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

a. Listrik untuk keperluan alat proses

Tabel 5. 6 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
Pompa	P-01	1,5	1,119
	P-02	1,5	1,119
	P-03	1,5	1,119
	P-04	2	1,491
	P-05	10	7,457
	P-06	3	2,237
	P-07	0,5	0,373
Screw Conveyor	SC-01	2,25	1,678
	SC-02	2,12	1,581
	SC-03	1,27	0,947
	SC-04	2,12	1,581
	SC-05	2,62	1,954
	SC-06	0,43	0,321
	SC-07	2,62	1,954
	SC-08	1,27	0,947
	SC-09	1,27	0,947

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
	Tabel 5.6 (lanjutan...)		0,634
\	SC-11	0,85	0,634
	SC-12	0,85	0,634
Bucket			
Elevator	BE-01	1	0,746
Reaktor	R-01	1,5	1,119
	R-02	1,5	1,119
Mixer	M-01	7,5	5,593
	M-02	3	2,237
	M-03	3	2,237
Centrifuge	CF-01	40	29,828
	CF-02	25	18,643
	CF-03	15	11,186
	CF-04	10	7,457
Total		146,02	108,89

b. Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
Pompa	P-01	3	2,237
	P-02	0,75	0,559
	P-03	0,75	0,559
	P-04	0,75	0,559
	P-05	0,75	0,559
	P-06	0,75	0,559
	P-07	0,5	0,373
	P-08	0,5	0,373
Menara pendingin	CT-01	0,5	0,373
Klarifer	CI-01	0,5	0,373
Bak pencampuran cepat	RMT	0,5	0,374
Total		9,25	6,899

c. Listrik Untuk Alat Penunjang

Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	a.Listrik AC	100
	b.Listrik penerangan	100

Tabel 5.8 (lanjutan...)

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
2.	Laboratorium dan bengkel	50
3.	Instrumentasi	30
Total		280

d. Listrik Total

Tabel 5.9 Kebutuhan Listrik Total

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Power Plant	
	Proses	108,89
	Utilitas	6,899
2.	Alat Kontrol	100
3.	Alat Penunjang	
	Penerangan	100
	Listrik AC	100
	Bengkel,Laboratorium	50
	Intstrumentasi	30
4	Perumahan	100
5	Peralatan kantor	50
Total		645,79

Total kebutuhan listrik pada pabrik silika (bubuk) ini yaitu 645,79 kW.

5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang akan digunakan untuk menggunakan generator dan furnace. Untuk bahan bakar furnace digunakan LNG(CH₄) sebanyak 371 liter/jam dan pada generator diesel digunakan sebanyak 5000 liter/jam.

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan dari alat controller untuk memenuhi kebutuhan udara tekan pada alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic. kebutuhan udara tekan diperkirakan 5 m³/jam dengan tekanan 3 atm.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan oleh pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitarnya. Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik silika (bubuk) diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan yaitu:

a. Limbah cair

Limbah cair dari proses berupa. Limbah H₂O akan dijadikan 1 dengan limbah sanitasi yang akan diolah oleh pihak ke 3.

b. Limbah padat

Limbah padat berasal dari proses yang akan dikumpulkan di landfill dan limbah padat seperti pasir atau lumpur yang dihasilkan dari unit pengolahan air akan dimanfaatkan sebagai penimbun.

c. Limbah gas

Pengolahan limbah gas yang berasal dari alat-alat produksi dibuang ke udara melalui stack yang mempunyai tinggi minimum 4 kali tingginya. Gas tersebut dapat langsung dibuang ke lingkungan karena tidak berbahaya.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Bak Utilitas

Tabel 5. 10 Spesifikasi Bak Utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	Klarifier
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang masih terbawa oleh air sungai	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak silinder tegak dilengkapi dengan pengaduk	Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut
Panjang (m)	9,19	-	-

Tabel 5.10 (lanjutan...)

Lebar (m)	3,06	-	-
Tinggi (m)	4	1	1,6
Diameter (m)	-	0,6	3,3
Volume (m ³)	112,76	0,073	18,26
Power motor (Hp)	-	-	0,5
Harga	\$22.845	\$543,16	\$5.395

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas Lanjutan

Parameter	BU-03	BU-04
Fungsi	Menampung air bersih	Menampung air untuk pelayanan kantor dan rumah tangga
Jenis	Bak persegi panjang dengan beton bertulang	Bak persegi panjang dengan beton bertulang
Panjang (m)	4,22	5,89
Lebar (m)	1,41	1,96
Tinggi (m)	4	4
Diameter (m)	-	-
Volume (m ³)	23,765	46,21
Harga	\$10.296	\$15.540

5.7.2 Screener

Tabel 5. 11 Spesifikasi Screener

Parameter	S-01	S-02
Fungsi	Memfilter kotoran	Menyaring partikel-partikel halus yang masih terkandung dalam air
Material	Alumunium	Spheres
Panjang (m)	2,02	0,64
Lebar (m)	2,02	0,64
Tinggi (m)	-	1,3
Diameter (m)	1	-
Harga	\$25.417	\$669,9

5.7.3 Tangki Utilitas

Tabel 5. 12 Spesifikasi Tangki Utilitas

Parameter	TU-01	TU-02
Fungsi	Tangki penukar kation (menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air)	Tangki penukar anion (menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air)
Bentuk	Tangki silinder tegak dengan baja karbon	Tangki silinder tegak dengan baja karbon
Tinggi (m)	0,7	0,5
Diameter (m)	0,6	0,4
Volume (m ³)	0,2	0,05
Harga	\$17.027	\$11.228

Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Utilitas

Parameter	TU-03	TU-04
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	Tangki silinder tegak dengan baja karbon	Tangki silinder tegak dengan baja karbon
Tinggi (m)	0,5	0,3
Diameter (m)	0,5	0,3
Volume (m ³)	0,2	0,05
Harga	\$15.546	\$10.117

Tabel 5.12 spesifikasi tangki utilitas

Parameter	TU-05	TU-06
Fungsi	Tangki Umpan Boiler (menyimpan air yang akan diumpankan ke waste heat boiler)	Tangki kondensat (menyimpan air dari WHB)
Bentuk	Tangki silinder horizontal dengan baja karbon	Tangki silinder horizontal dengan baja karbon
Panjang (m)	2,3	3,75
Diameter (m)	2,25	1,87
Volume (m ³)	12,01	16,51
Harga	\$11.104	\$19.001

5.7.4 Pompa Utilitas

Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendapan awal (BU-01)	Mengalirkan air dari bak pengendapan awal ke bak klarifier	Mengalirkan air dari bak klarifier menuju bak saringan pasir	Mengalirkan air dari bak saringan pasir menuju bak air bersih
Jenis	Pompa Sentrifugal			
Bahan	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>
Konstruksi	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>
Kapasitas	121,32 gal/min	18,76 gal/min	12,78 gal/min	12,78 gal/min
Rate	0,2703 ft ³ /s	0,0418 ft ³ /s	0,0285 ft ³ /s	0,0285 ft ³ /s
Volumetrik				
Kecepatan	3,0647 ft/s	1,7968 ft/s	1,2243 ft/s	1,2243 ft/s
Aliran				
IPS	4	2	2	2
Flow Area	12,70	3,35	3,35	3,35
OD	4,5	2,38	2,38	2,38
ID	4,03	2,07	2,07	2,07
Efisiensi	65%	50%	50%	50%
Pompa				
Power motor	3 Hp	0,75 Hp	0,75 Hp	0,75 Hp
Harga	\$11.351	\$7.773	\$7.773	\$7.773

Tabel 5.13 spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih	Mengalirkan air dari Menara pendingin untuk digunakan sebagai air pendingin pada alat proses	Mengalirkan air dari tangka umpan boiler	Mengalirkan air dari tangka kondensat menuju tangka umpan boiler
Jenis		Pompa Sentrifugal		
Bahan	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>	<i>Commercial</i>
Konstruksi	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>
Kapasitas	18,77 gal/min	25,10 gal/min	71,06 gal/min	64,60 gal/min
Rate	0,0418 ft ³ /s	0,0559 ft ³ /s	0,1583 ft ³ /s	0,1439 ft ³ /s
Volumetrik				
Kecepatan	1,7983 ft/s	2,4039 ft/s	3,0890 ft/s	2,8082 ft/s
Aliran				
IPS	2	2	3	3
Flow Area	3,35	3,35	7,38	7,38
OD	2,38	2,38	3,5	3,5
ID	2,07	2,07	3,07	3,07
Efisiensi	50%	50%	60%	60%
Pompa				
Power motor	0,75 Hp	0,75 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp
Harga	\$7.773	\$7.773	\$9.624	\$9.624

5.7.5 Cooling Tower

Tabel 5. 14 Spesifikasi Cooling Water

Parameter	CT-01
Fungsi	Menghisap udara sekitar untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis bahan	Centrifugal blower
Bahan	<i>Carbon steel SA-285 Grade C</i>
Luas penampang (m ²)	1,14
Panjang (m)	1,06
Lebar (m)	1,06
Power (Hp)	0,5
Harga	\$12.462

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Silika Bubuk dari Abu Sekam Padi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang memenuhi uji kelayakan atau tidak untuk didirikan. Analisa ekonomi dilakukan untuk memperkirakan kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik, besar laba yang diperoleh, jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi dan keuntungan yang diperoleh. Beberapa factor-faktor yang perlu ditinjau dalam evaluasi ekonomi, yaitu:

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Break Even Point* (BEP)
- d. *Shut Down Point* (SDP)
- e. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal, antara lain:

- a. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang meliputi:
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

- b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*)
 - 1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - 2. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
- c. Pendapatan Modal
 - 1. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - 2. Biaya variable (*Variable Cost*)
 - 3. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit sehingga diperlukan metode atau cara untuk memperkirakan harganya. Penentuan harga peralatan dapat dilakukan dengan menggunakan indeks harga. Indeks harga tahun 2023 dapat diperkirakan dengan menggunakan data indeks harga pada tahun 1998 sampai 2021, sebagai berikut:

Tabel 6. 1 Indeks Harga

Tahun	Indeks
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6

Tabel 6.1 (lanjutan...)

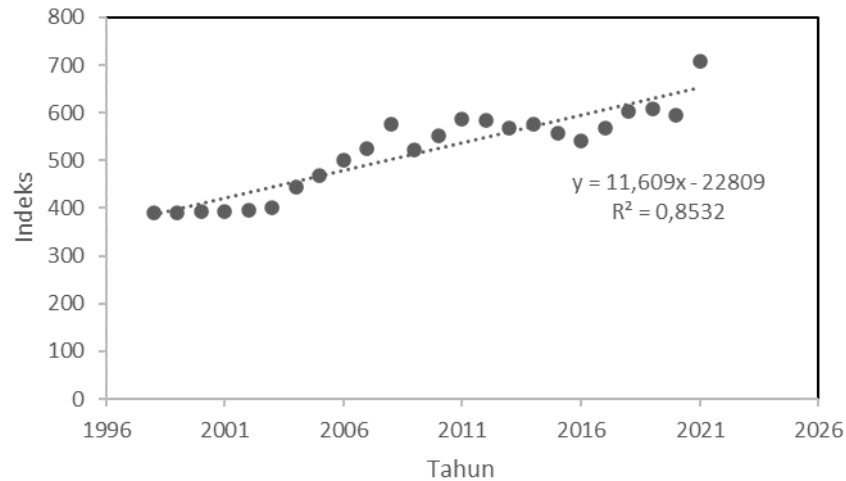
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8

Sumber: (<https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>)

Pabrik akan direncanakan berdiri pada tahun 2026. Berdasarkan data tersebut, maka dapat diperoleh nilai indeks pada tahun pendirian pabrik dengan cara regresi linear. Dari regresi linear diperoleh persamaan: $y = 11,609x - 22.809$

dari persamaan tersebut diperoleh indeks untuk tahun 2026 sebesar 710,834.

Berikut adalah grafik hasil plotting data :



Gambar 6 1 Tahun vs Indeks Harga

Untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari menggunakan persamaan berikut:

$$Ex = Ey \left(\frac{Nx}{Ny} \right)$$

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan:

Ex = harga pembelian alat pada tahun (2023)

Ey = harga pembelian alat pada tahun referensi (1998 & 2014)

Nx = nilai indeks tahun 2023

Ny = nilai indeks tahun referensi (1998 & 2014)

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut :

Perhitungan Biaya

6.2.1 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 65.000 ton/tahun
= 65.000.000 kg/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2026
5. Indeks Harga Tahun 2026 = 710,834
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/man hour
7. Upah Buruh Indonesia = Rp. 20.000/man hour
8. Kurs Mata Uang = Rp. 15.201
9. Harga = Rp. 84.821
10. UMR Indramayu = Rp. 2.541.996

6.2.2 Total Capital Investment

Total *Capital Investment* merupakan total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas produksi dan mengoperasikannya, yang terdiri dari:

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

Merupakan pengeluaran pokok untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya, seperti:

1. *Physical Plant Cost (PPC)*

Tabel 6. 2 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 106.020.633.603	\$ 6.974.583
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 26.505.158.401	\$ 1.743.646
3	Instalasi cost	Rp 17.599.146.195	\$ 1.157.762
4	Pemipaan	Rp 58.814.623.917	\$ 3.869.129
5	Instrumentasi	Rp 26.558.116.408	\$ 1.747.130
6	Insulasi	Rp 4.108.255.961	\$ 270.262
7	Listrik	Rp 15.903.095.040	\$ 1.046.187
8	Bangunan	Rp 82.450.500.000	\$ 5.424.018
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 20.316.000.000	\$ 1.336.491
Total		Rp.358.275.529.526	\$ 23.569.208

2. *Direct Plant Cost (DPC)*

Tabel 6. 3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering cost & Construction cost</i>	Rp 71.655.105.905	\$ 4.713.842
2	<i>Total DPC (PPC + Engineering & Construction cost)</i>	Rp 429.930.635.431	\$ 28.283.049
Total		Rp 429.930.635.431	\$ 28.283.049

3. *Fixed Capital Investmen (FCI)*

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investmen (FCI)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct plant cost</i>	Rp 429.930.635.431	\$ 28.283.049
2	<i>Contractor's fee</i>	Rp 34.394.450.834	\$ 2.262.644
3	<i>Contingency</i>	Rp 64.489.595.315	\$ 4.242.457
Total		Rp.528.814.681.580	\$ 34.788.151

b. *Modal kerja (Working Capital Investment)*

Working Capital Investment merupakan biaya total pengeluaran yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik pada waktu tertentu, seperti:

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*

3. *Product Inventory*
4. *Extended Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6.5 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp.85.445.937.878,23	\$ 5.621.073
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp.7.291.820.607	\$ 479.693
3	<i>Product Inventory</i>	Rp.102.085.488.493	\$ 6.715.709
4	<i>Extended Credit</i>	Rp.261.584.348	\$ 17.208
5	<i>Available Cash</i>	Rp.437.509.236.399	\$ 28.781.609
Total		Rp 632.594.067.725	\$ 41.615.293

6.2.3 Total Production Cost

Total *Production Cost* terdiri dari:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan biaya yang harus disediakan untuk melakukan proses produksi produk dalam suatu pabrik. *Manufacturing*

cost terdiri dari *direct cost*, *indirect cost*, dan *fixed cost* yang terkait dalam pembuatan suatu pabrik.

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost merupakan total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, meliputi:

Tabel 6. 5 *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 4.028.165.642.830,96	\$ 264.993.464
2	<i>Labor</i>	Rp 11.856.000.000	\$ 779.95
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.185.400.000	\$ 77.995
4	<i>Maintenance</i>	Rp 10.576.293.632	\$ 695.763
5	<i>Plant supplies</i>	Rp 1.586.444.045	\$ 104.364
6	<i>Royalty and patents</i>	Rp 165.402.530.968	\$ 10.881.030
7	<i>Utilities</i>	Rp 251.096.588.996	\$ 16.518.426
Total		Rp 4.809.229.686.130,72	\$ 316.375.876

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost merupakan total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, seperti:

- *Payroll Overhead*
- *Laboratory*

- *Plant Overhead*
- *Packaging & Shipping*

Tabel 6. 6 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 1.778.400.000	\$ 116.992
2	<i>Laboratory</i>	Rp. 1.185.600.000	\$ 77.995
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 5.928.000.000	\$ 389.974
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp.275.670.884.947	\$ 18.135.049
Total		Rp.284.562.884.947	\$ 18.720.011

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost merupakan total biaya yang selalu dikeluarkan saat keadaan beroperasi maupun pada saat tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, seperti:

- *Depresiasi*
- *Property tax*
- *Insurance*

Tabel 6. 7 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 42.305.174.526	\$ 2.783.052
2	<i>Property tax</i>	Rp. 10.576.293.632	\$ 695.763
3	<i>Insurance</i>	Rp. 5.288.146.816	\$ 347.882
Total		Rp. 58.169.614.974	\$ 3.826.697

Tabel 6. 8 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 4.469.285.100.471	\$ 294.050.990
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 284.562.884.947	\$ 18.720.011
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 58.169.614.974	\$ 3.826.697
Total		Rp 4.812.601.600.392	\$ 316.597.698

4. *General Expense*

General Expense Merupakan pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*, seperti:

- *Administration*
- *Sales Expense*
- *Research*

- *Finance*

Tabel 6. 9 *General Expense*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp. 144.378.048.012	\$ 9.497.931
2	<i>Sales Expense</i>	Rp. 144. 378.048.012	\$ 9.497.931
3	<i>Research</i>	Rp. 168.441.056.014	\$ 11.080.919
4	<i>Finance</i>	Rp. 23.228.174.986	\$ 1.528.069
Total		Rp. 480.425.327.023	\$ 31.604.850

Tabel 6. 10 *Production Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp.4.812.601.600.392	\$316.597.698
2	<i>General Expense</i>	Rp.480.425.327.023	\$ 31.604.850
Total		Rp.3.759.242.527.028	\$247.302.317

6.3 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh dari suatu pabrik tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik

tersebut potensial didirikan atau tidak, maka perlu dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan, sebagai berikut:

6.3.1 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp 5.513.417.698.939

Total Biaya Produksi : Rp 5.293.026.927.416

Keuntungan : Total Penjualan – Total Biaya Produksi
: Rp. 220.390.771.523

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak : 25% × Keuntungan (UU PPh Pasal 17)
: 25% × Rp 220.390.771.523
: Rp 66.117.231.457

Keuntungan Setelah Pajak : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 220.390.771.523– Rp 66.117.231.457
: Rp 154.273.540.066

6.3.2 Percent Return on Investment (ROI)

Percent Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan yang dapat dihasilkan dari modal investasi yang dikeluarkan.

$$\%ROI = \frac{\text{Keuntungan Sebelum Pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

- a. ROI sebelum pajak : 41,7 %
- b. ROI setelah pajak : 29,2 %

6.3.3 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time merupakan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Sebelum Pajak} + \text{Depresiasi})}$$

- a. POT sebelum pajak: 2,1 tahun
- b. POT setelah pajak : 3 tahun

6.3.4 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Pabrik yang beroperasi di bawah standar BEP akan mengalami kerugian, sedangkan pabrik yang beroperasi di atas BEP akan mengalami keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

$$BEP : \frac{Rp\ 58.169.614.974 + 0.3 (Rp\ 514.521.664.700)}{Rp\ 5.513.417.698.939 - Rp\ 4.720.335.647.742 - 0.7(Rp\ 514.521.664.700)} \times 100\%$$

: 43,959%

Keterangan:

Sa = *Sales price*

Ra = *Regulated Cost*

$Va = \text{Variable Cost}$

$Fa = \text{Fixed Manufacturing Cost}$

Dimana:

- *Regulated Cost (Ra)* merupakan jumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya dimana besarnya proporsional dengan biaya tetap.
- *Variable Cost (Va)* merupakan jumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi oleh total kapasitas produksi.
- *Fixed manufacturing cost (Fa)* merupakan jumlah biaya yang harus dikeluarkan pada setiap tahunnya pada saat pabrik memproduksi ataupun tidak memproduksi atau disebut biaya tetap.

Tabel 6. 11 *fixed cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 42.305.174.526	\$ 2.783.052
2	<i>Property taxes</i>	Rp10.576.293.632	\$ 695.763
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.288.146.816	\$ 347.882
Total		Rp 58.169.614.974	\$ 3.826.697

Tabel 6. 12 Regulated Cost (Ra)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Labor</i>	Rp. 11.856.000.000	\$ 79.949
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.778.400.000	\$ 116.992
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.185.600.000	\$ 77.995
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 5.928.000.000	\$ 389.974
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.185.600.000	\$ 77.995
6	<i>General Expense</i>	Rp 480.425.327.023	\$ 31.604.850
7	<i>Maintenance</i>	Rp. 10.576.293.632	\$ 695.763
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 1.586.444.045	\$ 104.364
Total		Rp 514.521.664.700	\$ 33.847.883

Tabel 6. 13 Variable Cost (Va)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp.4.028.165.642.830,96	\$ 264.993.464
2	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp. 275.670.884.947	\$ 18.135.049
3	<i>Utility</i>	Rp. 251.096.588.996	\$ 16.518.426
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp. 165.402.530.968	\$ 10.881.030
Total		Rp 4.720.335.647.742	\$ 310.527.968

Tabel 6. 14 *Sales Price*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Sales Price</i>	Rp.5.513.417.698.939	\$ 362.700.987
Total		Rp.5.513.417.698.939	\$ 362.700.987

6.3.5 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point merupakan kondisi dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus tutup. Hal ini dapat terjadi karena *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produksi yang diharapkan dalam setahun, jika tidak menapai minimal kapasitas tersebut dalam jangka waktu satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi.

$$SDP = \frac{(0.3 Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\%$$

$$SDP = 30,9 \%$$

6.3.6 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return merupakan analisis kelayakan ekonomi yang dibuat dengan menggunakan nilai mata uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. DCFR digunakan untuk menghitung present value selama umur pabrik dimana akan menghasilkan pemasukan dan pengeluaran yang berimbang. Dihitung dengan persamaan :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Keterangan:

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage value*

C = *Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance*

n = Umur pabrik

I = Nilai DCFR

Salvage Value : 8% × FCI

: Rp 42.305.174.526

Cash Flow : *Annual profit + Depresiasi + Finance*

: Rp 219.806.889.579

Discounted cash flow rate dihitung menggunakan *trial dan error*

R : Rp 6.359.317.732.410

S : Rp 6.359.317.732.410

R-S : Rp 0

Dari hasil *trial dan error* diperoleh:

Harga i : 0,1853

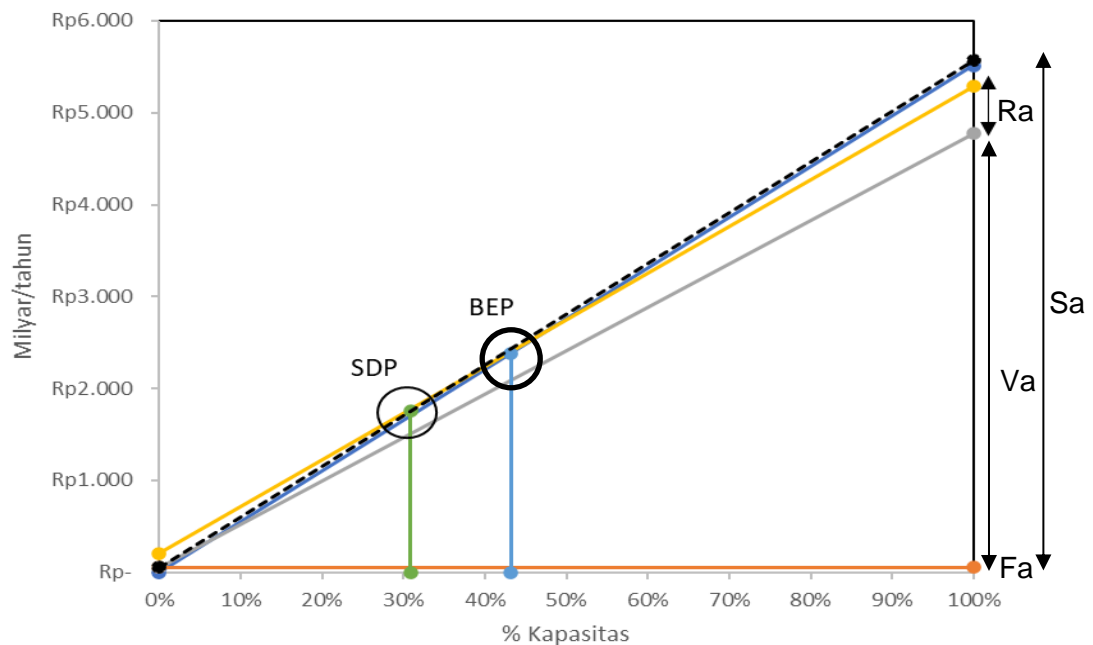
DCFR : 18,53 %

Bunga bank Indonesia : 3,50%

Tabel 6.16 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	41,6%	Pabrik resiko rendah minimal 11%, Pabrik resiko tinggi minimal 44%	Layak
POT sebelum pajak	2,1	Pabrik resiko rendah maksimal 5 tahun, Pabrik resiko tinggi maksimal 2 tahun	Layak
BEP	43,96%	40%-60%	Layak
SDP	30,98%	20-30%	layak
DCFR	18,53%	>1,5 bunga bank = minimum = 5,25%	Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik Silika Bubuk dari Sekam Padi dapat di pahami melalui grafik berikut ini :



Gambar 6 2 Grafik Analisis Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis, Prarancangan Silika Bubuk dari Sekam Padi dengan kapasitas 65.000 ton/tahun dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik Silika Bubuk dari Sekam Padi dengan kapasitas 65.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan silika bubuk dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor serta membuka lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Silika Bubuk dari Sekam Padi sebesar 40.632 m²
3. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi pabrik Silika Bubuk dari Sekam Padi didapatkan :
 - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 220.390.771.523
 - b. Keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 154.273.540.066
 - c. ROI (*Return on Investment*)
Persentase ROI sebelum pajak sebesar 41,7% dan ROI setelah pajak sebesar 29,2%. Nilai tersebut masih masuk dalam syarat ROI b untuk pabrik kimia dengan resiko rendah yaitu minimal 11%.
 - d. POT (*Pay Out Time*)

Persentase POT sebelum pajak sebesar 2,1 tahun dan POT setelah pajak sebesar 3 tahun. Nilai tersebut masih masuk dalam syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah yaitu maksimal 5 tahun.

e. BEP (*Break Event Point*)

BEP yang diperoleh sebesar 43,96%. BEP umumnya berkisar antara 40%-60%

f. SDP (*Shut Down Point*)

SDP yang diperoleh sebesar 30,98%, nilai tersebut masih memenuhi syarat SDP untuk pabrik kimia yaitu 20%-30%

g. DCFR (*Discount Cash Flow Rate*)

DCFR yang diperoleh sebesar 18,53%. Suku bunga saat ini sesuai dengan BI yaitu 5,75% ,maka syarat minimum DCFR lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

4. Hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari tersedianya bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pabrik Silika Bubuk dari Sekam Padi dengan kapasitas 65.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Pengoptimalan pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan supaya lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
3. Pendirian pabrik silika bubuk dari sekam padi dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industry kimia dalam negeri, sehingga dapat menjadi sektor penggerak perekonomian nasional
4. Pendirian pabrik silika bubuk dapat direalisasikan sebagai sarana kebutuhan di masa mendatang untuk memenuhi kebutuhan silika bubuk di Indonesia

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). Chemical engineering cost estimation.
- Bhengu, N. P. (2020). *Understanding Effect of Process Variables on Extraction of Silica (SiO₂) from Coal Fly Ash (CFA) and Pulp Waste Ash (PWA)* (Doctoral dissertation, Faculty of Engineering and the Built Environment, University of the Witwatersrand, Johannesburg).
- Bragman, C.P.& Goncalves, M.R.F. (2006). Thermal Insulators Made with Rice Husk Ashes: Production and Correlation Between Properties and Microstructure. *Construction and Building Materials*. 21: 2059-2065
- Brown, G. G. dkk, 1950, Unit Operations.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design: vessel design*. John Wiley & Sons.
- Davinder M. Silica from ash: A valuable product from waste material. *Resonance*. vol. 2, no. 7
- Dubey, P., Choi, S. K., Choi, J. H., Shin, D. H., & Lee, C. J. (2010). High-Quality Thin-Multiwalled Carbon Nanotubes Synthesized by Fe-Mo/MgO Catalyst Based on a Sol–Gel Technique: Synthesis, Characterization, and Field Emission. *Journal of nanoscience and nanotechnology*.
- Elma, M. (2018). Proses Sol-Gel: Analisis, Fundamental dan Aplikasi.
- Fernandez, B. R. (2011). Makalah Sintesis Nanopartikel. *Program Studi Teknik Kimia, Pascasarjana Universitas Andalas, Padang*.³

- Foletto, E. L., Gratieri, E., Oliveira, L. H. D., & Jahn, S. L. (2006). Conversion of rice hull ash into soluble sodium silicate. *Materials Research*
- Ismail, M.S. dan Waliuddin, A.M. (1996) 'Effect of rice husk ash on high strength concrete', *Construction and building materials*, 10(7)
- Jun, Bong-Hyun, Do Won Hwang, Heung Su Jung, Jaeho Jang, Hyunsoo Kim, Homan Kang, Taegyu Kang et al. "Ultrasensitive, Biocompatible, Quantum-Dot-Embedded Silica Nanoparticles for Bioimaging." *Advanced Functional Materials* 22, no. 9 (2012): 1843-1849.
- Kalpathy, U., Proctor, A., & Shultz, J. (2002). An improved method for production of silica from rice hull ash. *Bioresource technology*, 85(3), 285-289.
- Kern, D. Q., & Kern, D. Q. (1950). *Process heat transfer* (Vol. 871). New York: McGraw-Hill.
- Lujan, M. *Cristaline Silica Primer Staff, Branch of Industrial Mineral*.
- Monalisa, L. (2013). Pengaruh Suhu Variasi Annealing terhadap Struktur dan Ukuran Butir Silika dari Abu Tongkol Jagung Menggunakan X-Ray Diffractometer.
- Ningsih, S. K. W. (2016). Sintesis Anorganik.
- Perry, J. H. (1950). *Chemical engineers' handbook*.
- Setiawan, F. A., Rahayuningsih, E., Petrus, H. T. B. M., Nurpratama, M. I., & Perdana, I. (2019). Kinetics of silica precipitation in geothermal brine with seeds addition: minimizing silica scaling in a cold re-injection system. *Geothermal Energy*, 7(1), 1-16.

- Silva, C. R., & Airoidi, C. (1997). Acid and base catalysts in the hybrid silica sol–gel process. *Journal of colloid and interface science*.
- Suudi, A., Tanti, N., Akmal, J., Hasymi, Z., & Budiyanto, P. (2019). Perancangan mesin penghancur sekam padi dengan poros penggerak horisontal. *Jurnal Teknik Mesin Indonesia*
- Vilbrandt, F. C., & Dryden, C. E. (1959). Chemical engineering plant design.
- Wallas, S. M. (1990). Chemical Process Equipment. *Newton MA: Selection and Design. Butherworth Heinemann*.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook*. McGraw-Hill Education.
- Zhu, G. T., Hu, X. L., He, S., He, X. M., Zhu, S. K., & Feng, Y. Q. (2018). Hydrothermally tailor-made chitosan fiber for micro-solid phase extraction of petroleum acids in crude oils. *Journal of Chromatography A*.

LAMPIRAN

Lampiran 1 1 Perancangan Reaktor

REAKTOR 01

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara silika dan NaOH yang menghasilkan Natrium Silika

Alasan pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran dapat homogen.
2. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal.

Kondisi operasi : Suhu = 95°C

Tekanan = 1 atm

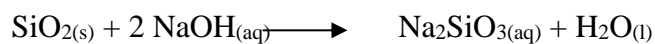
Reaksi = eksotermis

Konversi = 82%

1. Kinetika Reaksi dan Kesetimbangannya

Reaksi sintesis natrium silikat dilakukan pada fase cair pada proses sol-gel yang dimana di dalamnya terdapat silika sol, gel, dan serbuk.

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah :



Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25°C yaitu :

Harga ΔH_f 298 K :

$$\text{SiO}_2 = -910,9 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaOH} = -416,894 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -285,840 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{HCl} = -167,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Na}_2\text{SiO}_3 = -1561,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaCl} = -407,3 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r \text{ reaksi 1} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (1. \Delta H_f \text{Na}_2\text{SiO}_3 + 1. \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (1. \Delta H_f \text{SiO}_2 + 2. \Delta H_f \\ &\quad \text{NaOH}) \\ &= (-1561,43 + (-285,840)) - (-910,9 + (2 \times -416,894)) \\ &= (-1847,27) - (-1744,688) \\ &= -102,582 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Jadi reaksi 1 pembuatan natrium silika merupakan reaksi eksotermis karena nilai ΔH_r (entalpi reaksi total) yaitu negatif.

$$\begin{aligned}\ln K \text{ suhu } 298 \text{ K} &= \frac{\Delta G_r 1}{-R.T} \\ &= \frac{-59,284 \text{ kJ/kmol}}{-8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \cdot 298 \text{ K}} \\ &= 0,0239283\end{aligned}$$

$$K \text{ suhu } 298 \text{ K} = 1,02422$$

$$\ln K_{T2} - \ln K_{T1} = -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1} \right]$$

$$\begin{aligned} \ln K_{368K} &= -\frac{\Delta H_{\text{reaksi}}}{R} \times \left[\frac{1}{368} - \frac{1}{298} \right] + \ln K_{T1} \\ &= -\frac{-102,582 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \times \left[\frac{1}{368} - \frac{1}{298} \right] + 0,0239283 \\ &= 0,0160525 \end{aligned}$$

$$K_{\text{ suhu } 368K} = 2,76306$$

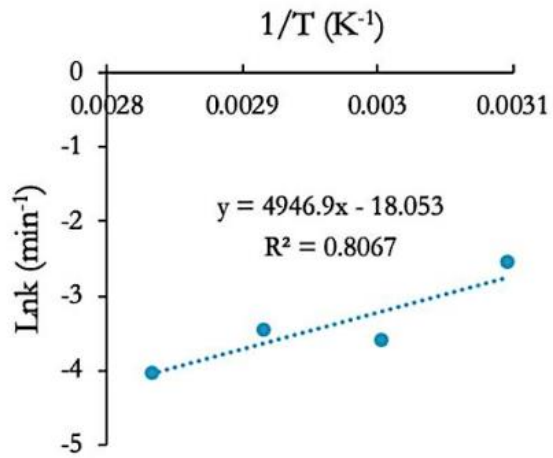
Kinetika Reaksi

$$\text{Kinetika Reaksi (k)} = 0,0179 \text{ s}^{-1}$$

Berdasarkan jurnal *Understanding Effect of Process Variables on Extraction of Silica (SiO₂)*, Bhengu, N. P. (2020). Nilai kinetika reaksi sodium silika yaitu :

T (k)	k (s ⁻¹)	R ²
323	0,0789	0,7435
333	0,0276	0,9395
343	0,0317	0,8523

Dari hasil percobaan yang diperoleh, kemudian dilakukan estimasi menggunakan regresi linear untuk mencari nilai k pada suhu 95°C sebagai berikut :



$$y = ax + b$$

dimana : $ax = \text{slope}$

$b = \text{intercept}$

Hukum laju reaksi

$$r = k [\text{Reaktan}]^{\text{orde}}$$

Persamaan Arrhenius

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{RT}\right)$$

$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{Ea}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

$$\text{slope} = \frac{-Ea}{RT}$$

$$\text{Slope} = 4.946,9$$

$$Ea = (4.946,9 \times 8,314 \text{ J/mol K})$$

$$E_a = 41.128,5 \text{ J/mol K}$$

$$\ln A = \text{Intercept}$$

$$\text{intercept} = 18.053$$

$$\ln A = \text{Exp} (18,053)$$

$$A = 69.233.818$$

$$\ln k = 69.233.818 - \frac{(41.128,5)}{(8,314 \times 368,15)}$$

$$k = 0,0179 \text{ s}^{-1}$$

2. Neraca Massa Reaktor

Tabel Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
SiO ₂	12.998,24681	2.339,6844
NaOH	25.996,49361	11.785,0771
Na ₂ SiO ₃	-	21.672,4102
H ₂ O	-	3.197,5687
Al ₂ O ₃	9,2579	9,2579
Fe ₂ O ₃	26,5068	26,5068
CaO	196,0505	196,0505
K ₂ O	105,4759	105,4759
Na ₂ O	6,1342	6,1342
MgO	29,1742	29,1742
Total	39.367,339	39.367,339

3. Optimasi Reaktor

Menghitung volume reaktor

$$\text{Konversi} = 0,82$$

$$k = 0,0179 \text{ s}^{-1}$$
$$= 64,44 \text{ jam}$$

$$F_v = 66,1626 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume} = F_v \times t \text{ (waktu tinggal)}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot C_a}$$

$$t = \frac{X_n - (X_{n1})}{(k \cdot (1 - X_n))}$$

a. Menggunakan 1 Reaktor

$$V = 5,613 \text{ m}^3 = 1.482,745 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,82$$

b. Menggunakan 2 Reaktor

$$V = 1,643 \text{ m}^3 = 433,974 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,44$$

$$X_2 = 0,82$$

c. Menggunakan 3 Reaktor

$$V = 0,958 \text{ m}^3 = 253,156 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,44$$

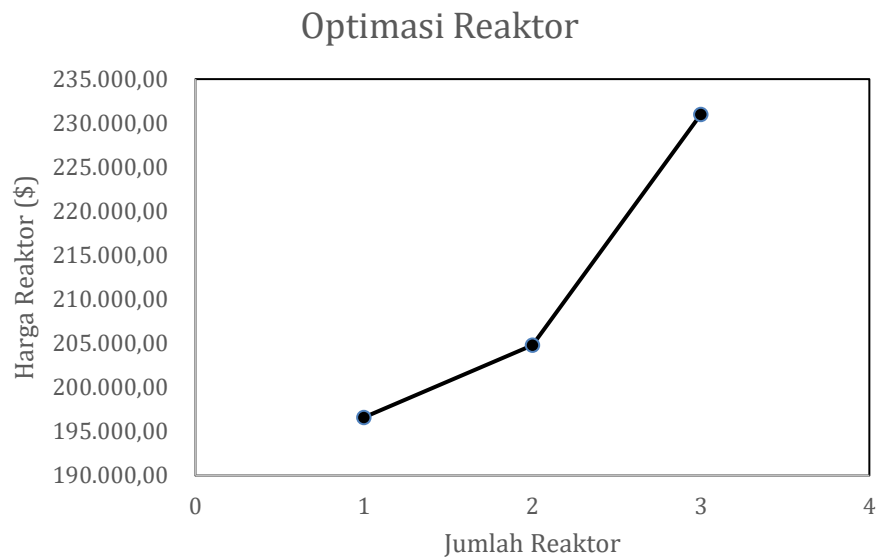
$$X_2 = 0,68$$

$$X_3 = 0,82$$

N	Volume (m ³)
1	5.612,801962
2	1.642,771306
3	958,2832618

N	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃
1	0,00	0,82		
2	0,00	0,44	0,82	
3	0,00	0,44	0,68	0,82

N	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	1.482,745	196.600,00	196.600,00
2	433,974	102.400,00	204.800,00
3	253,156	77.000,00	231.000,00



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 82% yaitu 1 reaktor karena mempunyai harga yang paling murah.

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum yaitu 1:1 (D=H)

Volume Reaktor

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan asumsi D:H = 1:1

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$V \text{ cairan} = 4,6773 \text{ m}^3$$

$$= 4.677,3 \text{ liter}$$

Over Design 20%

$$V \text{ reaktor} = 120\% \times V \text{ cairan}$$

$$= 5,6128 \text{ m}^3$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \frac{D}{D}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{H}{D} \cdot D$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1 \cdot D$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = 1,9265 \text{ m}$$

$$= 6,3206 \text{ ft}^2$$

$$H:D = 1:1$$

$$H = 1,9265 \text{ m}$$

$$= 6,3206 \text{ ft}^2$$

$$H_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$H \text{ cairan} = 1,6054 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P \text{ design} = 1,2 \times P \text{ operasi}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ hidrostatik} + P \text{ reaksi}$$

$$P \text{ reaksi} = 1,2 \text{ atm}$$
$$= 17,6352 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 1,6587 \text{ psi}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ hidrostatik} + P \text{ reaksi}$$
$$= 19,2939$$

$$P \text{ design} = 23,1527 \text{ psi}$$

Menghitung Tebal Shell

t_s = Tebal Shell (in)

P = Tekanan dalam tangka (psia)

f = Allowable stress (18.750 psi)

r_i = jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi sambungan (80%, double welded butt joint)

C = faktor korosi (0,125 in)

Dengan perhitungan tersebut diperoleh tebal shell sebesar 0,1835 in
dengan t_s standar adalah 0,1875 in

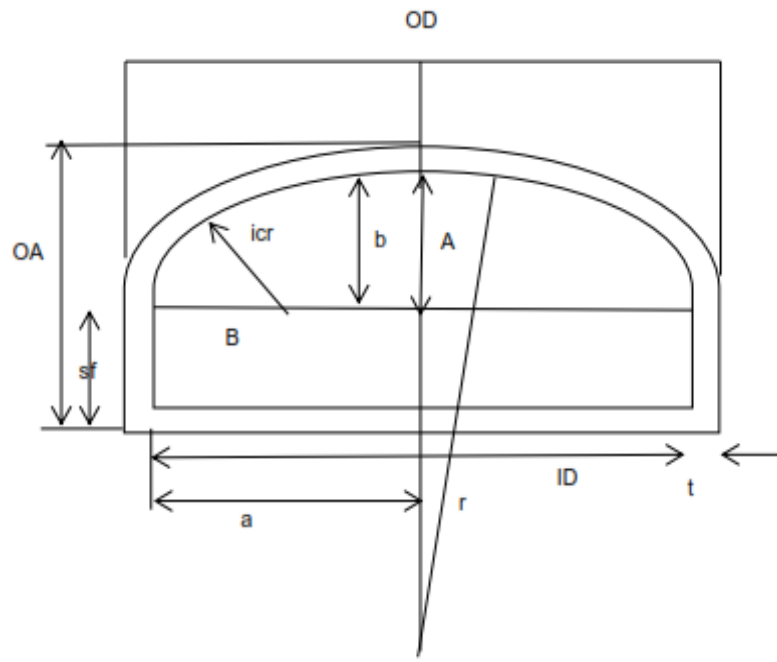
Menghitung tebal head

Jenis tutup : *Torispherical Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 316*

Efisiensi sambungan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi : *stainless steel*



$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

t_h = tebal head (in)

P = tekanan desain (psi)

F = Allowable stress (18.750 psi)

C = Faktor korosi (0,125 in)

E = Efisiensi sambungan (80%, double welded butt joint)

Dari perhitungan tersebut diperoleh nilai tebal head hitungan sebesar 0,2312 in dengan tebal head standar 0,25 in

Dari tabel 5.6 brownell dengan standar 0,25 in didapat nilai sf 1,5 dan icr 0,75 in

Sehingga, tinggi head yang diperoleh yaitu

$$\begin{aligned} H_{head} &= th + b + sf \\ &= 12,5 \text{ in} \\ &= 0,32 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{reaktor} &= 2.H_{head} + h_{shell} \\ &= 2,56 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk

Dari buku brown halaman 507, diperoleh

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

$$\frac{Wb}{Di} = 0,10$$

a. Diameter Pengaduk (Di)

$$Di = \frac{Dt}{3}$$

$$Di = \frac{1,9265}{3}$$

$$Di = 0,6422 \text{ m}$$

$$= 2,107 \text{ ft}$$

b. Tinggi cairan dalam pengadukan (Zl)

$$Z_I = D_i \times 3,9$$

$$Z_I = 2,5044 \text{ m}$$

$$= 8,217 \text{ ft}$$

c. Jarak Pengaduk dari dasar tangka (Z_i)

$$Z_i = D_i \times 1/3$$

$$Z_i = 0,835 \text{ m}$$

$$= 2,739 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi buku Wallas 1990)

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{1,0307}{1,9717}$$

$$= 0,6$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan 1 buah

Menentukan kecepatan pengaduk yang digunakan

$$\frac{WELH}{2DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \sqrt{\frac{WELH}{2DI}}$$

$$N = 81,24 \text{ rpm}$$

$$N = 1,35 \text{ rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N Di}{\mu}$$

$$Re = 190.346,91$$

Dengan menggunakan fig.477 G.G Brown hal 507 didapatkan $N_p = 5$

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N_i^3 \times D_i^5}{g_c}$$

N_p = power number = 5

ρ = densitas campuran = 40,3382 lb/ft³

D_i = diameter pengaduk = 2,107 ft

N_i = kecepatan putar pengaduk = 1,35 rps

P = 0,877 kW

Daya motor = 1,38 Hp

Dipilih power standart = 1,5 Hp

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi keluar (kj/jam)
Q_{in}	59.082,498	
Q_{out}		43.917,141
Q_{reaksi}	15.165,358	
Q_{pendingin}		30.140,105
Total	43.917,1406	43.917,1406

Reaksi pada reactor 1 berlangsung secara eksotermis (mengeluarkan panas) sehingga dibutuhkan media pendingin berupa air, air dipakai pada suhu masuk 30°C dan suhu keluar 50°C

Menghitung kebutuhan pendingin:

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

m = 1,98 kg/jam

nilai ΔT_{LMTD}

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk	95	368,15	203
Suhu fluida panas keluar	95	368,15	203
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	50	323,15	122

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

$\Delta T_{LMTD} = 103,27 \text{ F}$

Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk medium organic dengan nilai range 50 – 125 Btu/ft².F.Jam

$$A = 2,335 \text{ ft}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = OD \times H + \left(\frac{\pi}{4} \times OD^2\right)$$

$$A = 15,054 \text{ m}^2$$

karena luas transfer panas < luas selubung reactor, maka dipilih jacket pendingin

Menentukan ukuran jaket pendingin

$$ID = OD \text{ tangki} + 2 \times jw$$

Dimana : ID = Diameter dalam jaket pendingin

$$OD \text{ tangki} = \text{Diameter luar tangki}$$

Asumsi jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket = 2 in

Jadi besarnya ID yaitu :

$$ID = 78 + (2 \times 2)$$

$$ID = 82 \text{ in} = 2,083 \text{ m}$$

Tinggi jaket pendingin

$$H_j = H_s$$

Dimana : H_j = tinggi jaket

$$H_s = \text{tinggi shell}$$

$$\text{Tinggi jaket} = 1,9265 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding jaket

$$ts = \frac{pr}{(fE - 0,6P)} + C$$

$$ts = \frac{(23,153 \times 41)}{(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 23,153)} + 0,125$$

$$ts = 0,1883 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar : 0,25 in = 0,00635 m

Diameter luar jaket pendingin

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 82 + (2 \times 0,25)$$

$$OD = 82,5 \text{ in} = 2,095 \text{ m}$$

Luas yang dilalui air pendingin

$$A = \frac{\pi}{2} \times (OD^2 - ID^2)$$

$$= \frac{3,14}{2} \times (2,095^2 - 2,083^2)$$

$$= 0,2515 \text{ m}^2$$

REAKTOR 02

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara natrium silikat dan HCl yang menghasilkan Silika Dioksida dan NaCl

Alasan pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran dapat homogen.
2. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal.
3. Fasa reaktan adalah cair, sehingga memungkinkan menggunakan RATB

Kondisi operasi : Suhu = 45°C

Tekanan = 1 atm

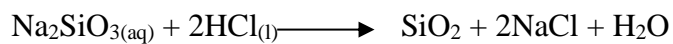
Reaksi = eksotermis

Konversi = 99%

1. Kinetika Reaksi dan Kesetimbangannya

Reaksi sintesis natrium silikat dilakukan pada fase cair pada proses sol-gel yang dimana di dalamnya terdapat silika sol, gel, dan serbuk.

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah :



Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25°C yaitu :

Harga ΔH_f 298 K :

SiO_2 = -910,9 kJ/kmol

$$\text{NaOH} = -416,894 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -285,840 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{HCl} = -167,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Na}_2\text{SiO}_3 = -1561,43 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{NaCl} = -407,3 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r \text{ reaksi 1} = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r \text{ reaksi 2} = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (1. \Delta H_f \text{ SiO}_2 + 2. \Delta H_f \text{ NaCl} + 1. \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (1. \Delta H_f$$

$$\text{Na}_2\text{SiO}_3 + 2. \Delta H_f \text{ HCl})$$

$$= (-910,9 + (2 \times -407,3) + -285,840) - (-1561,43 + (2 \times -167,2))$$

$$= (-2011,34) - (-1895,83)$$

$$= -115,51 \text{ kJ/kmol}$$

Jadi reaksi yang terjadi di reactor 2 pembuatan silika merupakan reaksi eksotermis karena nilai ΔH_r (entalpi reaksi total) yaitu negatif.

$$\ln K \text{ suhu } 298 \text{ K} = \frac{\Delta G_r 2}{-R.T}$$

$$= \frac{-190,456 \text{ kJ/kmol}}{-8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \cdot 298 \text{ K}}$$

$$= 0,076872$$

$$K \text{ suhu } 298 \text{ K} = 1,0799$$

$$\ln K_{T2} - \ln K_{T1} = -\frac{\Delta H_{reaksi}}{R} \times \left[\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1} \right]$$

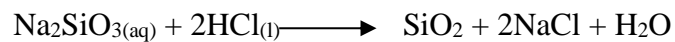
$$\begin{aligned} \ln K_{318K} &= -\frac{\Delta H_{reaksi}}{R} \times \left[\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right] + \ln K_{T1} \\ &= -\frac{-115,51 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \text{ kJ/kmol.K}} \times \left[\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right] + 0,076872 \\ &= 0,0798042 \end{aligned}$$

$$K_{\text{ suhu } 318K} = 1,08307$$

Kinetika Reaksi

$$\text{Kinetika Reaksi (k)} = 0,3526 \text{ s}^{-1}$$

Berdasarkan jurnal Kinetics of silica precipitation in geothermal dengan persamaan reaksi pembentukan silica gel sebagai berikut:



Model kinetik untuk laju reaksi diatas yaitu :

$$-r_A = k C_A^\alpha C_B^\beta$$

Dimana CA dan CB merupakan konsentrasi dari natrium silikat dan asam klorida, dan α & β merupakan orde reaksi terhadap natrium silikat dan asam klorida.

Pada jurnal yang kami gunakan terdapat beberapa rangkain percobaan yang dilakukan dan masing-masing menggunakan variabel suhu yang berbeda yaitu 25 °C, 40 °C, dan 80 °C.

$$\frac{dCA}{dt} = -k \cdot A_o (CA - CA_i)$$

Dimana:

$\frac{dCA}{dt}$: silica precipitation

CA, CB : konsentrasi reaktan

V : Total Volume

Ao : surface area

$$-\frac{d(Ca.V)}{dt} = \frac{d(Cp.Vp)}{dt}$$

$$-\frac{d(Ca.V)}{dt} = Cp \frac{\pi}{2} dp^2 \frac{d}{dt}(dp)$$

$$V(k.Ao.(CA - CAi)) = \frac{\rho s}{2.M} Ao \frac{d}{dt}(dp)$$

$$\frac{d(dp)}{dt} = 2 \frac{M}{\rho s} V(k.(CA - CAi))$$

$$\frac{d(dp)}{dt} = 2 \frac{M}{\rho s} Fv.t(k.(CA - CAi))$$

$$\frac{d(dp)}{dt} = A.t$$

$$\int \frac{d(dp)}{A} = \int t dt$$

$$\frac{dp}{A} = \frac{1}{2} t^2$$

$$t = \sqrt{\frac{2 dp}{A}}$$

$$t = \sqrt{\frac{2.1}{0,0000278}}$$

$$t = 268,09 \text{ detik}$$

$$t = 0,07 \text{ jam}$$

2. Neraca Massa Reaktor

Tabel Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ SiO ₃	21.672,4102	4.984,654
HCl	12.790,2749	2.941,763
SiO ₂	-	8.207,093
NaCl	-	15.867,046
H ₂ O	3.197,569	5.659,697
Total	37.660,254	37.660,254

3. Optimasi Reaktor

Menghitung volume reaktor

$$\text{Konversi} = 0,99$$

$$k = 0,3526 \text{ s}^{-1}$$

$$= 1269,36 \text{ jam}$$

$$F_v = 8,3437 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume} = F_v \times t \text{ (waktu tinggal)}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot C_a}$$

$$t = \frac{Xn - (Xn1)}{(k \cdot (1 - Xn))}$$

d. Menggunakan 1 Reaktor

$$V = 0,7456 \text{ m}^3 = 196,9761 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,99$$

e. Menggunakan 2 Reaktor

$$V = 0,0709 \text{ m}^3 = 18,7536 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,90$$

$$X_2 = 0,99$$

f. Menggunakan 3 Reaktor

$$V = 0,0285 \text{ m}^3 = 7,5431 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,79$$

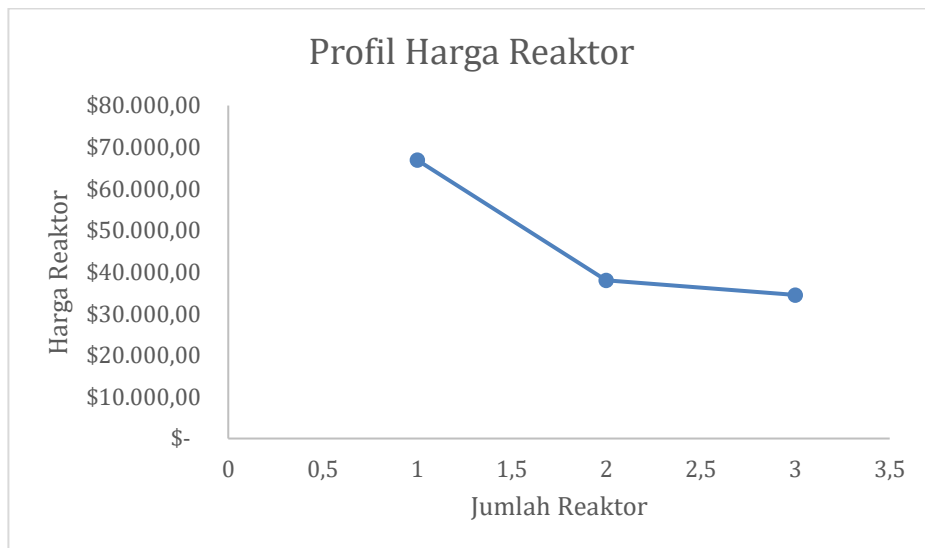
$$X_2 = 0,95$$

$$X_3 = 0,99$$

n	Volume (m ³)
1	0,7456
2	0,0709
3	0,0285

n	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃
1	0,00	0,99		
2	0,00	0,90	0,99	
3	0,00	0,79	0,95	0,99

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	196.976	67.300	67.300
2	18,754	19.000	38.000
3	7,543	11.500	34.500



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 99% yaitu 1 reaktor karena untuk volume reaktor 2&3 terlalu kecil.

PERANCANGAN REAKTOR (R-02)

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum yaitu 1:1 (D=H)

Volume Reaktor

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan asumsi D:H = 1:1

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= 0,62 \text{ m}^3 \\ &= 621,36 \text{ liter} \end{aligned}$$

Over Design 20%

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 120\% \times V \text{ cairan} \\ &= 0,745 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \frac{D}{D}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{H}{D} \cdot D$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1 \cdot D$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = 0,983 \text{ m}$$

$$= 3,2251 \text{ ft}^2$$

$$H:D = 1:1$$

$$H = 0,983 \text{ m}$$

$$= 3,2251 \text{ ft}^2$$

$$H_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$H_{\text{cairan}} = 0,98299 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{reaksi}}$$

$$P_{\text{reaksi}} = 1,2 \text{ atm}$$

$$= 17,6352 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 2,1959 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{reaksi}}$$

$$= 19,8312$$

$$P_{\text{design}} = 23,7974 \text{ psi}$$

Menghitung Tebal Shell

ts = Tebal Shell (in)

P = Tekanan dalam tangka (psia)

f = Allowable stress (18.750 psi)

r_i = jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi sambungan (80%, double welded butt joint)

C = faktor korosi (0,125 in)

Dengan perhitungan tersebut diperoleh tebal shell sebesar 0,155 in
dengan ts standar adalah 0,1875 in

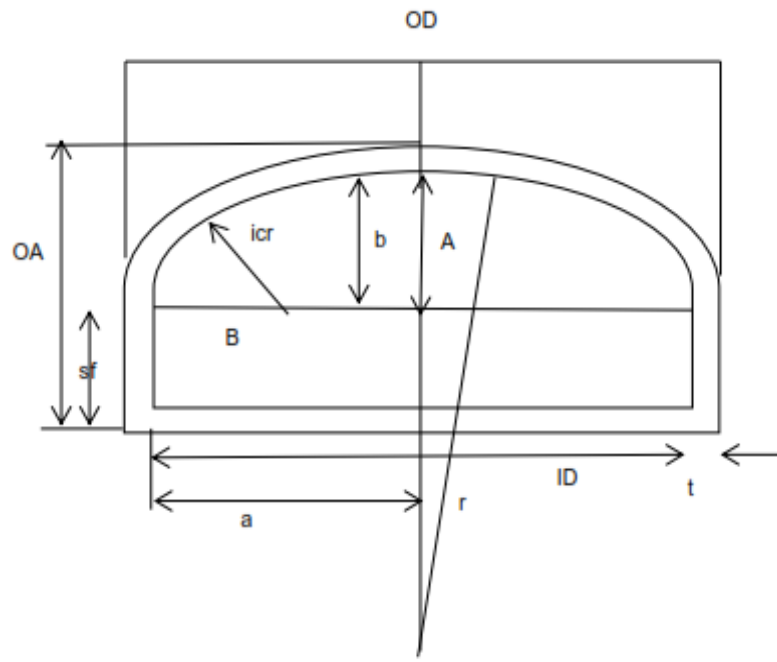
Menghitung tebal head

Jenis tutup : *Torispherical Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 316*

Efisiensi sambungan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi : *stainless steel*



$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

t_h = tebal head (in)

P = tekanan desain (psi)

F = Allowable stress (18.750 psi)

C = Faktor korosi (0,125 in)

E = Efisiensi sambungan (80%, double welded butt joint)

Dari perhitungan tersebut diperoleh nilai tebal head hitungan sebesar 0,1805 in dengan tebal head standar 0,1875 in

Dari tabel 5.6 brownell dengan n_{th} standar 0,1875 in didapat nilai s_f 2 dan i_{cr} 0,5625 in

Sehingga, tinggi head yang diperoleh yaitu

$$\begin{aligned} H_{head} &= t_h + b + s_f \\ &= 9,012 \text{ in} \\ &= 0,23 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{reaktor} &= 2 \cdot H_{head} + h_{shell} \\ &= 1,44 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk

Dari buku brown halaman 507, diperoleh

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1,3$$

$$\frac{Wb}{D_i} = 0,17$$

d. Diameter Pengaduk (D_i)

$$D_i = \frac{Dt}{3}$$

$$D_i = \frac{0,9830}{3}$$

$$D_i = 0,3277 \text{ m}$$

$$= 1,075 \text{ ft}$$

e. Tinggi cairan dalam pengadukan (ZI)

$$ZI = D_i \times 3,9$$

$$ZI = 1,2779 \text{ m}$$

$$= 4,1926 \text{ ft}$$

f. Jarak Pengaduk dari dasar tangka (Z_i)

$$Z_i = D_i \times 1/3$$

$$Z_i = 0,426 \text{ m}$$

$$= 1,397 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi buku Wallas 1990)

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{1,2799}{1,02}$$

$$= 1,03$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan 1 buah

Menentukan kecepatan pengaduk yang digunakan

$$\frac{WELH}{2DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \sqrt{\frac{WELH}{2DI}}$$

$$N = 157,28 \text{ rpm}$$

$$N = 2,62 \text{ rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N Di}{\mu}$$

$$Re = 201.503$$

Dengan menggunakan fig.477 G.G Brown hal 507 didapatkan $N_p = 6$

$$P = \frac{N_p \times \rho \times Ni^3 \times Di^5}{gc}$$

$$N_p = \text{power number} = 6$$

$$\rho = \text{densitas campuran} = 104,77 \text{ lb/ft}^3$$

$$Di = \text{diameter pengaduk} = 542 \text{ ft}$$

$$Ni = \text{kecepatan putar pengaduk} = 2,62 \text{ rps}$$

$$P = 0,685 \text{ kW}$$

$$\text{Daya motor} = 1,45 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih power standart} = 1,5 \text{ Hp}$$

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi keluar (kj/jam)
Q _{in}	65.812,104	
Q _{out}		65.598,296
Q _{reaksi}	37.275,249	
Q _{pendingin}		37.061,4408
Total	43.917,1406	43.917,1406

Reaksi pada reactor 1 berlangsung secara eksotermis (mengeluarkan panas) sehingga dibutuhkan media pendingin berupa air, air dipakai pada suhu masuk 30°C dan suhu keluar 50°C

Menghitung kebutuhan pendingin:

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

m = 0,99 kg/jam

nilai ΔT_{LMTD}

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk	95	368,15	203
Suhu fluida panas keluar	45	318,15	113
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	50	323,15	122

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

$$\Delta TLMTD = 100,73 \text{ F}$$

Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta TLMTD}$$

Nilai UD untuk medium organic dengan nilai range 50 – 125 Btu/ft².F.Jam

$$A = 2,9435 \text{ ft}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = OD \times H + \left(\frac{\pi}{4} \times OD^2\right)$$

$$A = 0,870 \text{ m}^2$$

karena luas transfer panas > luas selubung reaktor, maka dipilih coil pendingin

Menghitung diameter minimum koil Pendingin

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah air. Menurut ludwig Vol 3 ed 2, dikarenakan viskositas air 0,7 cP < 1, maka untuk aliran dalam coil,

Batasan kecepatan air di dalam koil adalah 2,4384 m/s.

Dirancang koil dengan kecepatan air = 2 m/s

$$\text{Luas penampang koil } A' = \frac{Qv}{v}$$

$$A' = 0,036 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa koil (ID)

$$A' = 0,25 \cdot \pi \cdot ID^2$$

$$ID = 0,016 \text{ in}$$

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari tabel 11 kern,D.Q. sebagai berikut:

Normal pipe size, Nps	= 0,125 in
Schedule number, Sch	= 80
OD	=0,405 in
ID	= 0,215 in
At'	= 0,106 ft ² /ft (OD)
	0,056 ft ² /ft (ID)

Menentukan koefisien transfer panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai pers. 20.4 kern :

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Dengan :

h_o = Koefisien transfer panas cairan, BTU/ft².jam

D = Diameter reaktor, ft

k = Konduktivitas Panas

L = Diameter putar pengaduk, m

N = Putaran pengaduk,rph

ρ = densitas larutan , lb/ft³

C_p = panas jenis, BTU/lb.°F

μ = viskositas cairan, lbm/jam.ft

μ_w = viskositas pendingin

$$h_c = 3.110,06 \text{ BTU/jam. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} G \text{ pendingin} &= \frac{\text{massa air}}{At} \\ &= 8.767,91 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{ID \cdot Gp}{\mu}$$

$$Re = 97,88$$

Dari fig 24 kern, diperoleh $j_h = 2,5$

$$\begin{aligned} h_i &= j_h \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 58,2885 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam. } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Diketahui diameter spiral koil = 0,7-0,8 Dt (Rase,1977) maka

$$D \text{ koil} = 0,75 \times Dt$$

$$D \text{ koil} = 29,9 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} h_{io} \text{ koil} &= h_{io} \left(1 + 3,5 \frac{D \text{ koil}}{D \text{ Spiral koil}} \right) \text{ (kern)} \\ &= 30,9 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam. } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan clean overall heat transfer (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_i}{h_{io} + h_i} \\ &= 30,64 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam. } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan desain overall heat transfer corrected (U_d)

Nilai R_d yang diizinkan : 0,001 – 0,003

$$U_d = \frac{h_d \times U_c}{h_d + U_c}$$

$$U_d = 29,73 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam. } ^\circ\text{F}$$

Menentukan luas transfer panas (A_o)

$$A_o = \frac{Q}{U_d \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 71,6763 \text{ ft}^3$$

Menentukan luas perpindahan panas per coil

$$A_c = A_t' \times \pi \times D_c$$

$$= 31,99 \text{ in}$$

Menentukan Panjang coil total

$$L = 22,4 \text{ m}$$

Menentukan Panjang satu putaran

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi (D_c) + \frac{1}{2} \pi (A_c)$$

$$= 8,37 \text{ ft} = 2,5 \text{ m}$$

Menentukan jumlah lilitan coil

$$N_t = L/K$$

$$= 8 \text{ lilitan}$$

Menentukan tinggi tumpukan coil

$$= (N \text{ lilitan} - 1) \times x + N \text{ lilitan} \times OD$$

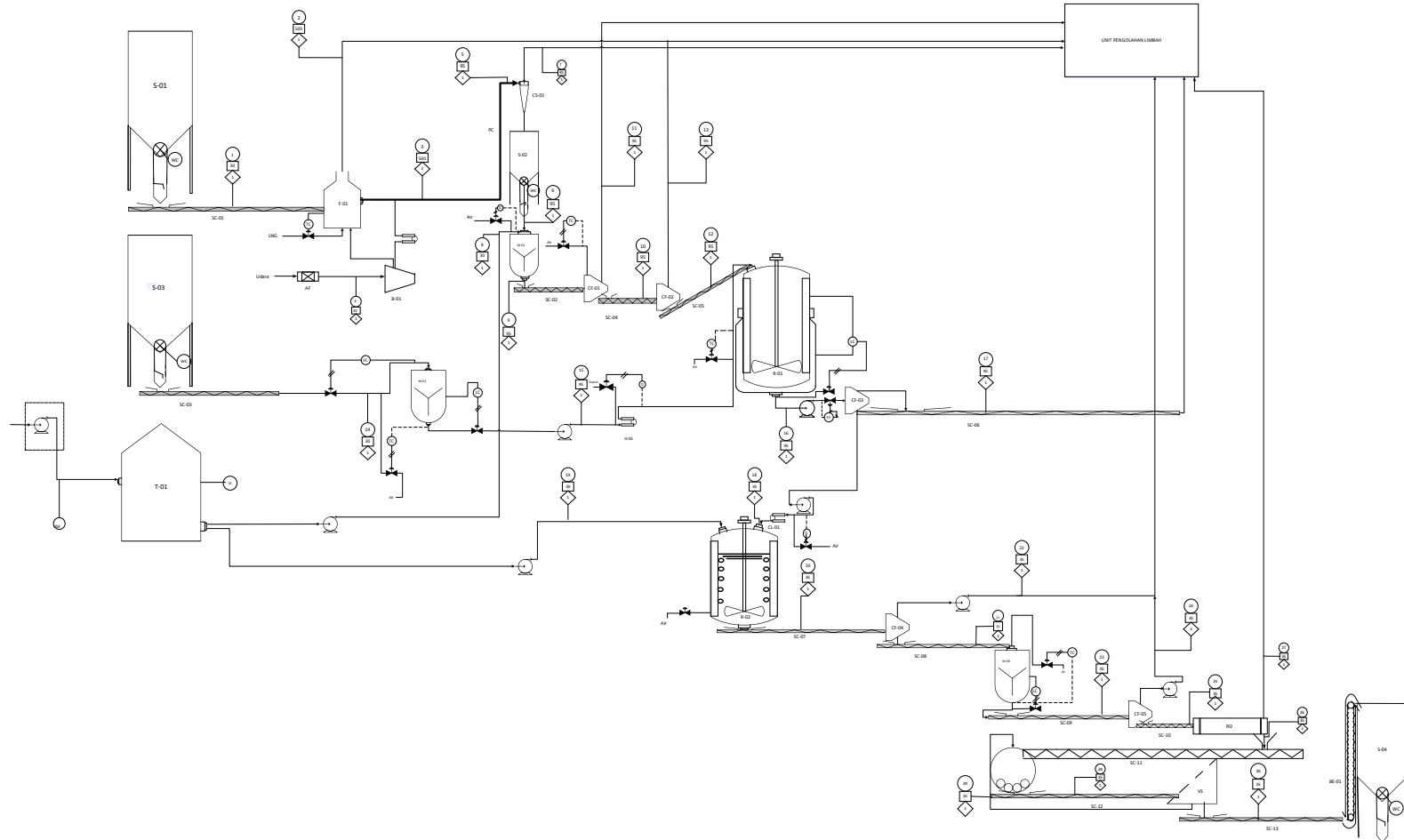
$$= (8-1) \times 0,0169 + 8 \times 0,033$$

$$= 0,388 \text{ ft} = 0,118 \text{ m}$$

Dari perhitungan diatas, dapat diketahui bahwa tinggi cairan didalam reactor > Tinggi coil di dalam reactor, maka dapat disimpulkan bahwa semua coil tercelup didalam reaktor.

Lampiran 1 2 PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM PADI DENGAN KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN




Komponen	Nomor Arus																																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30			
Udara				5.600	5.600		5.600																										
N ₂	1.247	1.247																															
O ₂	1.599																																
Sekam Padi	21.895																																
SiO ₂			12.998	12.998	12.998				12.998	12.998		12.998								8.207	8.207		8.207	82,07	8.124	8.124		8.124	7.719	8.124			
SiO ₂ (recycle)																															406		
Al ₂ O ₃		94,47		94,47	94,47				94,47	9,45	85,02	9,36	0,19			94,47	9,26																
K ₂ O		1,076		1,076	1,076				1,076	107,63	968,66	105,48	2,15			1,076	105,48																
Na ₂ O		62,59		62,59	62,59				62,59	6,26	56,33	6,13	0,13			62,59	6,13																
CaO		2,001		2,001	2,001				2,001	200,05	1.800	186,05	4,00			2,001	186,05																
MgO		297,70		297,70	297,70				297,70	29,77	267,93	29,17	0,60			297,70	29,17																
Fe ₂ O ₃		270,48		270,48	270,48				270,48	27,05	243,43	26,51	0,54			270,48	26,51																
H ₂ O		4,951							3,198	3,194		63,95	15,597			3,198		3,198		5,659	565	4,408	4,973	4,874	99,47	63,03	36,44	63,03	63,03				
CO ₂		1,742																															
HCl							12,790	12,790		12,534	255,81																						
NaOH															10,399	25,996																	
NaCl																																	
Na ₂ SiO ₃																21,672	21,672							15,867	1,586	14,280	1,586	1,555	31,73	19,04	12,69	19,04	19,04
Total	24.741	7.940	16.800	5.600	22.400	16.800	5.600		32.788	13.378	19.090	13.371	327	25.996		28.672	346	24.870	12.790	29.733	10.358	19.373	14786,47	6.511	8.207	8.207	49,13	8.207	8.207	8.207			

Keterangan	
SC	Block Selector
SLA	Start Valve
SV	Control Valve
AV	Actuator
B	Blower
SC	Screw Conveyor
F	Filter
VLS	Vibrating Screen
CL	Control
CS	Control
CV	Control Valve
DC	Direct Current
DD	Direct Drive
DC	Direct Current

Pengendali	
FC	Pengendali Arus
LC	Pengendali Ketinggian
LI	Pengukur Ketinggian
RC	Ratio Controller
TC	Pengendali Suhu
VM	Pengukur Volume

Simbol	
○	Nomor Arus
◇	Suhu
◇	Tekanan
—	Pipa



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SILIKA (BUBUK) DARI SEKAM PADI DENGAN
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
1. MIRA MEKAR MELATI (19521020)
2. SEPTIANA EKA SYAPUTRI (19521029)

Dosen Pembimbing:
Dr. KHAMDAN CAHYARI, S.T., M.Sc.