



PROYEK AKHIR - VK194832

**OPTIMASI PROSES KRISTALISASI TERHADAP SUHU
OPERASI UNTUK MENINGKATKAN PEMBENTUKAN
KRISTAL AlF_3 PADA PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA
(AlF_3) KAPASITAS 12.600 TON/TAHUN**

SEPTIANA NANDA SISKA L

NRP 10411810000019

M. RIZALDI FAIRUZ GHAZY

NRP 10411810000055

Dosen Pembimbing

Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T

NIP 195807031985022001

**Program Studi Sarjana Terapan
Teknologi Rekayasa Kimia Industri
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2022**



PROYEK AKHIR - VK194832

**OPTIMASI PROSES KRISTALISASI TERHADAP SUHU
OPERASI UNTUK MENINGKATKAN PEMBENTUKAN
KRISTAL AlF_3 PADA PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA
(AlF_3) KAPASITAS 12.600 TON/TAHUN**

SEPTIANA NANDA SISKA L
NRP 10411810000019
M.RIZALDI FAIRUZ GHAZY
NRP 10411810000055

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP 195807031985022001

**Program Studi Sarjana Terapan
Teknologi Rekayasa Kimia Industri
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2022**



FINAL PROJECT - VK194832

**OPTIMIZATION OF CRYSTALIZATION PROCESS TO
OPERATING TEMPERATURE TO IMPROVE AlF_3
CRYSTAL FORMATION IN ALUMINUM FLUORIDE (AlF_3)
FACTORY CAPACITY 12,600 TONS/YEAR**

SEPTIANA NANDA SISKA L
NRP 10411810000019
M.RIZALDI FAIRUZ GHAZY
NRP 10411810000055

Supervisor
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP.195807031985022001

Bachelor of Applied Science
Industrial Chemical Engineering Technology
Departement of Industrial Chemical Engineering
Faculty of Vocational
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2022

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Proyek Akhir dengan Judul:

“Optimasi Proses Kristalisasi Terhadap Suhu Operasi untuk Meningkatkan Pembentukan Kristal AlF_3 Pada Pabrik Aluminium Fluorida (AlF_3) Kapasitas 12.600 Ton/Tahun”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)

Di Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Septiana Nanda Siska L

NRP: 10411810000019

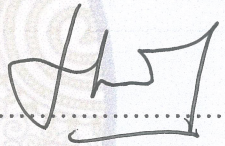
M. Rizaldi Fairuz Ghazy

NRP: 10411810000055

Disetujui Oleh:

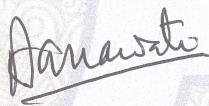
Pembimbing:

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP 195807031985022001

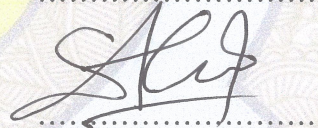
.....


Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd
NIP 195107291986032001

.....


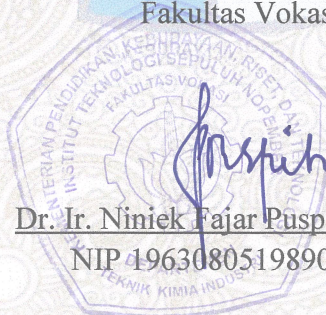
2. Saidah Altway, S.T.,M.Sc
NIP 198808182012122002

.....


Surabaya, 20 Juli 2022

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.

NIP 196308051989032002

.....


APPROVAL SHEET

Final Project with Title:

“Optimization Operating Temperature of Crystallization Process to Improve AlF_3 Crystal Formation in Aluminum Fluoride (AlF_3) Plant Capacity 12600 Tons/Year”

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree

Bachelor of Applied Engineering (S.Tr.T)

at Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocational Studies

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

Septiana Nanda Siska L
M. Rizaldi Fairuz Ghazy

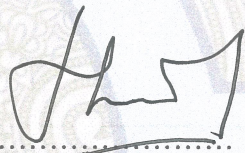
NRP: 1041181000019

NRP: 1041181000055

Approved by:

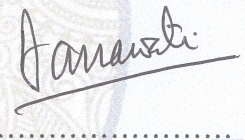
Advisor:

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP 195807031985022001

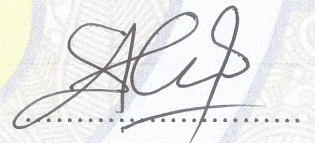

.....

Examiner:

3. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd
NIP 195107291986032001


.....

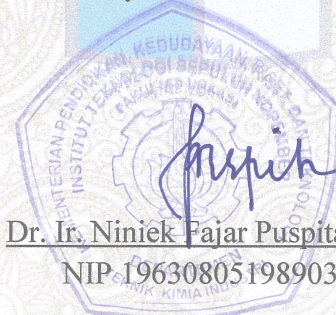
4. Saidah Altway, S.T.,M.Sc
NIP 198808182012122002


.....

Surabaya, 20 July 2022

Head of Industrial Chemical Engineering Department

Faculty of Vocational Studies



Dr. Ir. Niniék Fajar Puspita, M.Eng.

NIP.196308051989032002

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama mahasiswa / NRP : Septiana Nanda Siska L
NRP. 10411810000019
M.Rizaldi Fairuz Ghazy
NRP. 10411810000055
Departemen : Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing / NIP : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP 195807031985022001

Dengan ini menyatakan bawah Proyek Akhir dengan judul **“Optimasi Proses Kristalisasi Terhadap Suhu Operasi untuk Meningkatkan Pembentukan Kristal AlF_3 Pada Pabrik Aluminium Fluorida (AlF_3) Kapasitas 12600 Ton/Tahun”** adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, Juli 2022

Mengetahui,
Dosen Pembimbing I



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP. 195807031985022001

Mahasiswa I



Septiana Nanda Siska L
NRP. 10411810000019

Mahasiswa II



M.Rizaldi Fairuz Ghazy
NRP. 10411810000055

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of student / NRP : Septiana Nanda Siska L
NRP. 10411810000019
M.Rizaldi Fairuz Ghazy
NRP. 10411810000055
Department : Industrial Chemical Engineering
Advisor / NIP : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP 195807031985022001

hereby declare that the Final Project with the title of "*Optimization Operating Temperature of Crystallization Process to Improve AlF_3 Crystal Formation in Aluminum Fluoride (AlF_3) Plant Capacity 12600 Tons/Year*"

is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, July 2022

Acknowledged,
Advisor I



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T
NIP. 195807031985022001

Student I



Septiana Nanda Siska L
NRP. 10411810000019

Student II



M.Rizaldi Fairuz Ghazy
NRP. 10411810000055

OPTIMASI PROSES KRISTALISASI TERHADAP SUHU OPERASI UNTUK MENINGKATKAN PEMBENTUKAN KRISTAL AlF_3 PADA PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA (AlF_3) KAPASITAS 12.600 TON/TAHUN

Nama Mahasiswa : Septiana Nanda Siska L
1041181000019
M.Rizaldi
Fairuz G
10411810000
055
Progam Studi : Sarjana Terapan
Departemen : Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti,M.T

ABSTRAK

Senyawa Aluminium Fluorida (AlF_3) merupakan senyawa yang keberadaannya sangat penting untuk industri pengecoran aluminium. Industri Aluminium dengan bahan baku mineral Alumina, memerlukan waktu cukup lama dan memerlukan suhu operasi mencapai $1500^{\circ}C$ dalam proses pemurniannya. Sehingga AlF_3 diperlukan sebagai zat aditif untuk menurunkan titik lebur menjadi $850^{\circ}C$. Saat ini, PT X merupakan satu-satunya pabrik di Indonesia yang memproduksi AlF_3 untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik AlF_3 ini memiliki kapasitas produksi 12.600 ton/tahun, sama seperti kapasitas produksi pabrik AlF_3 di PT X. Proses yang digunakan dalam produksi AlF_3 ini adalah proses basah (wet process) dengan bahan baku Asam Fluosilikat (H_2SiF_6) dan Aluminium Hidroksida ($Al(OH)_3$) dengan produk samping berupa Silika Dioksida (SiO_2). Pabrik ini terletak di Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Pabrik beroperasi secara semi-kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Bahan baku Asam Fluosilikat diperoleh dari limbah Phosphoric Acid (PA Plant) PT X dan Aluminium Hidroksida dipasok dari Australia/Turkey. Dalam pengendalian mutu produk, ada beberapa faktor yang mempengaruhi, salah satunya adalah kandungan AlF_3 yang tidak terkristalkan akibat suhu kristalisasi yang terlalu tinggi sehingga pembentukan kristal berkurang. Berdasarkan hal tersebut, perlu dilakukan proses optimasi dan efisiensi pada unit kristalisasi dengan pengondisian suhu operasi guna meningkatkan pembentukan kristal AlF_3 . Hasil pembentukan kristal ($AlF_3 \cdot 3H_2O$) setelah dilakukan pengondisian suhu ($90^{\circ}C$) di unit kristalisasi sebesar 9.462,5 kg/jam dengan kristal cacat sebesar 129,61 k/jam dibandingkan sebelum optimasi pada suhu $100^{\circ}C$ kristal ($AlF_3 \cdot 3H_2O$) yang terbentuk hanya 2.703,4 kg/jam sehingga pembentukan kristal mencapai 98%. Selain itu optimasi suhu $90^{\circ}C$ dapat mengefisien penggunaan steam serta bahan baku. Kebutuhan steam sebelum dilakukan optimasi sebesar 25.072,99 kg/jam menjadi 24.925,38 kg/hari. Bahan baku yang dibutuhkan setelah optimasi sebesar 3180 kg/jam. Dari hasil analisa ekonomi didapatkan nilai discount factor sebesar 23% berdasarkan perhitungan IRR dengan estimasi pengembalian modal terjadi selama 4,6 tahun, serta titik impas penjualan produk sebesar 44%.

Kata Kunci : Aluminium Fluorida, Suhu Operasi, Kristal $AlF_3 \cdot 3H_2O$, Optimas

OPTIMIZATION OF CRYSTALLIZATION PROCESS TO OPERATING TEMPERATURE TO IMPROVE AlF_3 CRYSTAL FORMATION IN ALUMINUM FLUORIDE (AlF_3) FACTORY CAPACITY 12,600 TONS/YEAR

Student Name : Septiana Nanda Siska L
10411810000019
M.Rizaldi Fairuz G
10411810000055
Study Program : Sarjana Terapan
Department : Teknik Kimia Industri
Supervisor : Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T

ABSTRACT

Aluminum Fluoride (AlF_3) is a compound whose presence is very important for the aluminum casting industry. Aluminum industry with alumina mineral as raw material, takes a long time and requires an operating temperature of up to $1500^{\circ}C$ in the purification process. So that AlF_3 is needed as an additive to lower the melting point to $850^{\circ}C$. Currently, PT. X is the only factory in Indonesia that produces AlF_3 to meet domestic needs. The AlF_3 plant has a production capacity of 12,600 tons/year, the same as the production capacity of the AlF_3 plant at PT X. The process used in the production of AlF_3 is a wet process with the raw materials of Fluosilicic Acid (H_2SiF_6) and Aluminum Hydroxide ($Al(OH)_3$) with a by product of Silica Dioxide (SiO_2). This factory is located in the Gresik Regency Industrial Estate, East Java. The factory operates semi-continuously for 330 days/year and 24 hours/day. The raw material for Fluosilicic Acid is obtained from Phosphoric Acid (PA Plant) waste of PT X and Aluminum Hydroxide is supplied from Australia/Turkey. In controlling product quality, there are several influencing factors, one of which is the content of AlF_3 which is not crystallized due to the crystallization temperature being too high so that crystal formation is reduced. Based on this, it is necessary to optimize the process and efficiency of the crystallization unit with operating temperature conditioning in order to increase the formation of AlF_3 crystals. The result of crystal formation ($AlF_3 \cdot 3H_2O$) after temperature conditioning ($90^{\circ}C$) in the crystallization unit was 9,462.5 kg/hour with a crystal defect of 129.61 k/hour compared to before optimization at a temperature of $100^{\circ}C$ the crystal ($AlF_3 \cdot 3H_2O$) formed only 2,703.4 kg/hour so that the crystal formation reached 98%. In addition, optimizing the temperature of $90^{\circ}C$ can make efficient use of steam and raw materials. The steam requirement before optimization is 25,072.99 kg/hour to 24,925,38 kg/day. The raw material needed after optimization is 3180 kg/hour. From the results of the economic analysis, the discount factor value is 23% based on the IRR calculation with an estimated return on investment of 4.6 years, and the break-even point of product sales is 44%.

Keywords : Aluminum Fluoride, Operating Temperature, $AlF_3 \cdot 3H_2O$ Crystal, Optimization

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan mata kuliah Efisiensi dan Optimasi Proses.

Terselesaikannya laporan ini tidak lepas dari peran berbagai pihak yang turut memberikan arahan, bimbingan dan motivasi sehingga penyusun dapat menyelesaikannya dengan baik dan tepat waktu. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Ir. Niniiek Fajar Puspita, M. Eng selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember,
2. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah membantu dan mengarahkan selama pengerjaan proposal proyek ini.
3. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T. selaku Dosen Pengampu mata kuliah Efisiensi dan Optimasi Proses Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.
4. Bapak dan Ibu Dosen serta Karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya,
5. Kedua orang tua dan keluarga kami. Doa untuk kesuksesan kami serta jasa-jasa lain yang sulit untuk diungkapkan,
6. Seluruh teman-teman satu perjuangan serta orang-orang terdekat yang selalu memotivasi, menasehati, dan mendoakan agar tetap semangat dalam menjalani proyek ini.

Laporan ini diharapkan dapat memberikan manfaat bagi para pembaca. Namun masih terdapat kekurangan sehingga kritik dan saran dari pembaca sangat diperlukan, Terima kasih.

Surabaya, 8 Juni 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR NOTASI	x
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Kapasitas Produksi.....	1
I.3 Penentuan Lokasi Pabrik	3
I.4 Identifikasi Bahan Baku	5
I.4.1 Bahan Baku Utama	5
I.4.2 Spesifikasi Produk.....	5
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	7
II.1 Macam Proses	7
II.2 Seleksi Proses	8
II.3 Uraian Proses Terpilih	9
II.3.1 Unit Reaksi	9
II.3.2 Unit Separasi SiO ₂	9
II.3.3 Unit Kristalisasi	9
II.3.4 Unit Separasi AlF ₃ .3H ₂ O	9
II.3.5 Unit Dehidrasi	9
II.3.6 Pendinginan dan Pengemasan Produk.....	10
II.3.7 Proses Gas Scrubbing	10
BAB III NERACA MASSA	11
III.1 Reaktor (R-210A/B)	11
III.2 Sentrifuge 1 (H-310 A/B).....	12
III.3 Kristaliser (X-320 A/D).....	12
III.4 Sentrifuge 2 (H-330).....	13
III.5 Rotary Dryer (B-340)	14
III.5.1 Neraca Massa Stage 1	14
III.5.2 Neraca Massa Stage 2	15
BAB IV NERACA ENERGI	17

IV.1	Heater (E-110)	17
IV.2	Reaktor (R-210 A/B)	18
IV.3	Kristaliser (X-320 A/D)	19
IV.4	Rotary Dryer	20
IV.4.1	Neraca Energi Stage 1	21
IV.4.2	Neraca Energi Stage 2	22
IV.5	Cooler (E-350)	23
BAB V SPESIFIKASI ALAT		25
V.1	Heater (E-310)	25
V.2	Tangki Penyimpanan H ₂ SiF ₆ (F-111)	25
V.3	Pompa Sentrifugal (L-112)	26
V.4	<i>Centrifuge</i> (H-310)	26
V.5	Reaktor (R-210 A/B)	27
V.6	Kristaliser (X-320 A/D)	28
V.7	Tangki Penampung (F-331)	29
V.8	Tangki Penampung (F-333)	30
V.9	Rotary Dryer (B-340)	31
V.10	Cooler (E-350)	31
V.11	Tangki Fuel	32
BAB VI EFISIENSI DAN OPTIMASI		33
VI.1	Pendahuluan	33
VI.1.1	Latar belakang	33
VI.1.2	Rumusan Masalah	33
VI.1.3	Tujuan	33
VI.2	Efisiensi dan Optimasi Pabrik Aluminium Fluorida (AlF ₃)	33
VI.2.1	Ketidakefisienan Proses	33
VI.3	Kesimpulan	35
BAB VII UTILITAS		37
VII.1	Unit Penyediaan Air	37
VII.1.1	Air Sanitasi	37
VII.1.2	Air Pendingin	38
VII.1.3	Air Umpan Boiler	38
VII.1.4	Kebutuhan Bahan Bakar	39
VII.1.5	Penyediaan Listrik	39
BAB VIII ANALISA EKONOMI		41
VIII.1	Penaksiran Harga Peralatan	41

VIII.2	Harga Bahan Baku dan Produk.....	42
VIII.3	Penentuan Total Capital Investment	42
VIII.3.1	Hasil Perhitungan <i>Total Capital Investment</i>	43
VIII.3.2	<i>Manufacturing Cost</i>	43
VIII.3.3	<i>General Expenses</i>	44
VIII.4	Analisa Ekonomi.....	45
VIII.4.1	Perhitungan Biaya Total Produksi	45
VIII.4.2	Investasi	46
VIII.4.3	Internal Rate of Return (IRR).....	46
VIII.4.4	Pay Out Time.....	47
VIII.4.5	Break Event Point (BEP).....	47
BAB IX	KESIMPULAN	48
	DAFTAR PUSTAKA	xii
	BIODATA PENULIS	xiii

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Daerah Lokasi Pendirian Pabrik Aluminium Fluorida	4
Gambar II. 1 Blok Diagram AlF_3 dari H_2SiF_6 dan $\text{Al}(\text{OH})_3$ Menggunakan Proses Basah	7
Gambar II. 2 Blok Diagram Pembentukan AlF_3 dari Gas HF dan $\text{Al}(\text{OH})_3$ Menggunakan Proses Kering.....	8
Gambar II. 3 Blok Diagram Proses Terpilih	9
Gambar VI. 1 Kurva Kelarutan Aluminium Fluorida Trihidrat	34

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor AlF_3	1
Tabel I. 2 Data Pertumbuhan Impor Aluminium Fluorida AlF_3	2
Tabel I. 3 Data Produksi Aluminium Fluorida AlF_3	2
Tabel I. 4 Data Pertumbuhan Ekspor Aluminium Fluorida AlF_3	2
Tabel I. 5 Data Pertumbuhan Konsumsi Aluminium Fluorida AlF_3	3
Tabel II. 1 Perbandingan Proses Basah dan Kering	8
Tabel III. 1 Neraca Massa Reaktor (R-210 A/B)	11
Tabel III. 2 Neraca Massa Sentrifuge 1 (H-310 A/B).....	12
Tabel III. 3 Neraca Massa Kristaliser (X-320 A/D).....	13
Tabel III. 4 Neraca Massa Sentrifuge 2 (H-320).....	13
Tabel III. 5 Neraca Massa Total Rotary Dryer (B-340).....	14
Tabel III. 6 Neraca Massa Rotary Dryer Stage 1	15
Tabel III. 7 Neraca Massa Rotary Dryer Stage 2	16
Tabel IV. 1 Neraca Energi Heater (E-110).....	17
Tabel IV. 2 Neraca Nenergi Total Heater (E-110)	17
Tabel IV. 3 Neraca Energi Input Reaktor (R-210 A/B)	18
Tabel IV. 4 Neraca Energi Total Reaktor (R-210 A/B)	18
Tabel IV. 5 Neraca Energi Kristaliser (X-32 A/D)	19
Tabel IV. 6 Neraca Energi Total Kristaliser (X-320 A/D)	19
Tabel IV. 7 Neraca Energi Input Output Rotary Dryer	20
Tabel IV. 8 Neraca Energi Total Rotary Dyer (C-340).....	20
Tabel IV. 9 Neraca Energi Stage 1 Rotary Dryer.....	21
Tabel IV. 10 Neraca Energi Total Stage 1 Rotary Dryer	21
Tabel IV. 11 Neraca Energi Stage 2 Rotary Dryer.....	22
Tabel IV. 12 Neraca Energi Stage 2 Rotary Dryer.....	22
Tabel IV. 13 Neraca Energi Cooler (E-350).....	23
Tabel IV. 14 Neraca Energi Total Cooler (E-350)	23
Tabel V. 1 Spesifikasi Heater (E-310).....	25
Tabel V. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (F-111).....	25
Tabel V. 3 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-112).....	26
Tabel V. 4 Spesifikasi Centrifuge (H-310).....	26
Tabel V. 5 Spesifikasi Reaktor (R-210 A/B)	27
Tabel V. 6 Spesifikasi Kristaliser (X-320 A/D)	28
Tabel V. 7 Tangki Penampungan (F-331)	29
Tabel V. 8 Tangki Pengumpulan (F-333).....	30
Tabel V. 9 Spesifikasi Rotary Dryer.....	31
Tabel V. 10 Spesifikasi Rotary Cooler	31
Tabel V. 11 Spesifikasi Tangki Fuel	32
Tabel VI. 1 Hasil Perbandingan Kelarutan Terhadap Pembentukan Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	34
Tabel VI. 2 Perbandingan Optimasi Proses.....	35
Tabel VIII. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index	41
Tabel VIII. 2 Biaya Bahan Baku.....	42
Tabel VIII. 3 Harga Penjualan Produk.....	42
Tabel VIII. 4 Total Capital Investment	43
Tabel VIII. 5 Manufacturing Cost.....	43
Tabel VIII. 6 Fixed Charge	44
Tabel VIII. 7 Plant Over-Head Cost	44
Tabel VIII. 8 General Expenses	44

Tabel VIII. 9 Biaya Operasi Kapasitas 60%, 80% dan 100%	45
Tabel VIII. 10 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi	46
Tabel VIII. 11 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi.....	46
Tabel VIII. 12 Internal Rate of Return (IRR).....	46
Tabel VIII. 13 Pay Out Time (POT)	47
Tabel VIII. 14 Break Event Point.....	47

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	M	Massa	kg
2	BM	Berat Molekul	g/gmol
3	T	Suhu	$^{\circ}\text{C}/^{\circ}\text{F}/^{\circ}\text{K}$
4	Cp	Kapasitas Panas	KJ/kg $^{\circ}\text{C}$
5	ΔH	Perubahan Entalpi	KJoule
6	Hf	<i>Heat of Formation</i>	kkal/mol
7	ΔHr	<i>Panas reaksi</i>	KJoule
8	H	Entalpi	KJoule
9	Q	Panas	KJoule
10	ρ	Massa Jenis	kg/m ³
11	H	Efisiensi	%
12	μ	Viskositas	cP
13	D	Diameter	in
14	h	Tinggi	in
15	P	Tekanan	atm
16	R	Jari-jari	in
17	A	Luas	m ²
18	V	Volume	m ³
19	P _{op}	Tekanan Operasi	Psi
20	P _{hidro}	Tekanan FLuida	Psi
21	P _{des}	Tekanan Desain	Psi
22	t _h	Tebal Head	in
23	OD	<i>Outside Diameter</i>	in
24	ID	<i>Inside Diameter</i>	in
25	C	Faktor Korosi	in
26	E	Faktor Pengelasan	-
27	π	Phi	3,14
28	Nre	<i>Reynolds Number</i>	-
29	F	Faktor Friksi	ft ₂ /in ₂
30	Ff	Friction Loss	Ft.lbf/lbm
31	ΣF	Total Friksi	
32	Gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
33	B	Baffle Spacing	In
34	K	Thermal Conductivity	Btu/(hr)(ft ²)($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$)
35	Q _f	Debit Fluida	Cuft/s
36	L	Panjang Shell	In
37	P _A	Partial Pressure	kPa
38	P _{as}	Vapor Pressure	kPa
39	HI	Entalphy superheated steam liquid	KJ/Kg

40	Hv	Entalphy superheated steam vapor	KJ/Kg
41	n	Mol (jumlah zat0	mol
42	ΔT	Perubahan Suhu	$^{\circ}C$
43	Tref	Suhu Referensi	$^{\circ}C$
44	P	Berat Kristal	Kg
45	R	rasio BM hydrate dengan BM anhydrate	-
46	S	berat unhydrate pada feed	-
47	Wo	solubility pada mother liquor	Kg
48	Ho	total berat dari pelarut	Kg
49	E	Penguapan	Kg
50	Hg	Enthalpy Steam	BTU/lb
51	Hf	Enthalpy Feed (air)	BTU/lb
52	De	Equiz diameter	ft
53	Ga	Mass velocity	lb/ft ² .hr
54	Gp	Mass velocity	lb/ft ² .hr
55	Ho	Koefisien Perpindahan Panas	Btu/hr.ft ² .F
56	hio	Koefisien Perpindahan Panas	Btu/hr.ft ² .F
57	Uc	Clean overll coeficient	Btu/hr.ft ² .F
58	Ud	Design overll coeficient	Btu/hr.ft ² .F
59	Ts	Tebal Silinder	inci
60	Ls	Tinggi Selimut	meter
61	hf	Friksi pada elbow	ft.lbf/lb
62	H ex	Sudden Expansion	ft.lbf/lb
63	Dp	Ukuran Partikel	m
64	ω	Angular velocity	Rad/s
65	tT	Residence time	s
66	Gs	Mass velocity	kg/jam.m ²
67	Gg	Kecepatan superficial udara	lb/jam.ft ²
68	Ua	Koefisien perpindahan panas volumetric	Btu/ft ³ .jam. F

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki fokus pembangunan dalam mengembangkan sektor industri logam guna memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satu hasil tambang yang memiliki peluang untuk memenuhi kebutuhan logam, yaitu aluminium.

Indonesia memiliki industri aluminium terbesar di Asia yaitu PT Indonesia Asahan Aluminium (PT Inalum). Bahan baku yang digunakan adalah mineral alumina (Al_2O_3) yang perlu dilakukan pemurnian dengan suhu operasi mencapai $1500^{\circ}C$ sehingga energi yang dibutuhkan juga sangat besar. Untuk menurunkan energi yang besar tersebut, perlu adanya tambahan zat aditif agar suhu operasi dapat turun. Zat aditif yang dapat digunakan yaitu Aluminium fluoride yang dapat menurunkan titik lebur menjadi $850^{\circ}C$. Selain itu, menambahkan aditif ini dapat mempengaruhi sifat fisik Aluminium yang diproduksi yaitu meningkatkan ukuran partikel dan mengurangi luas permukaan (Inalum, 2019).

Aluminium fluorida diproduksi menggunakan bahan baku asam fluosilikat (H_2SiF_6) dan aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$). Asam fluosilikat diperoleh dari limbah industri asam fosfat. Di Indonesia industri yang menghasilkan limbah asam fluosilikat yaitu PT X. Kebutuhan Aluminium fluoride semakin meningkat karena meningkatnya kebutuhan aluminium di masyarakat. Saat ini hanya PT X yang memproduksi Aluminium fluorida (AlF_3). Oleh karena itu, pendirian pabrik AlF_3 sangat berpeluang didirikan di Indonesia.

I.2 Kapasitas Produksi

Pabrik aluminium fluorida (AlF_3) direncanakan akan berdiri pada tahun 2026. Dalam penentuan kapasitas produksi perancangan pabrik aluminium fluorida (AlF_3) diperlukan berbagai pertimbangan, salah satu yaitu perkiraan kebutuhan. Berikut ini merupakan produksi serta konsumsi aluminium fluorida di Indonesia dari tahun 2013-2017.

Tabel I. 1 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor AlF_3

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2013	8225	4490	3655	1366
2014	9026	4500	3237	2912
2015	10054	4500	5277	557
2016	10764	4500	5914	514
2017	11049	5000	5479	693
2018	12653	5432	8040	138

(Sumber : PT Petrokimia 2019, Inalum 2017)

Dalam menghitung kapasitas produksi terlebih dahulu ditentukan proyeksi besar produksi pada tahun mendatang dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$F = P(1+i)^n$$

Dimana :

- F = jumlah produk pada tahun 2023 (ton)
- P = jumlah produk pada tahun pertama (2013) (ton)
- n = selisih tahun (tahun proyeksi – 2013)

i = rata-rata pertumbuhan tiap tahun (%)

Berikut adalah tabel pertumbuhan impor dari Aluminium fluoride di Indonesia dari tahun 2013 – 2018 :

Tabel I. 2 Data Pertumbuhan Impor Aluminium Fluorida AlF_3

Tahun	Impor (ton)	Pertumbuhan
2013	1.366	-
2014	2.912	1,131771596
2015	557	-0,808722527
2016	514	-0,077199282
2017	693	0,348249027
2018	138	-0,800865801
Rata-rata		-0,041353397

Dari data diatas didapatkan rata-rata pertumbuhan impor dari AlF_3 sebesar 0,091 maka dapat dilakukan perhitungan m_1 (kebutuhan impor pada tahun 2026) dengan persamaan, diperoleh :

$$m_1 = 1.366 (1+(-0,041353397))^8$$

$$m_1 = 98,434 \text{ ton/tahun}$$

Berikut adalah tabel pertumbuhan produksi dari Aluminium fluoride di Indonesia dari tahun 2013 – 2018

Tabel I. 3 Data Produksi Aluminium Fluorida AlF_3

Tahun	Produksi (ton)	Pertumbuhan
2013	8.225	-
2014	9.026	0,097
2015	10.054	0,114
2016	10.764	0,071
2017	11.049	0,026
2018	12.653	0,145
Rata-rata		0,091

Dari data diatas didapatkan rata-rata pertumbuhan produksi dari AlF_3 sebesar 0,091 maka dapat dilakukan perhitungan m_2 (kebutuhan produksi pada tahun 2026) dengan persamaan, diperoleh :

$$m_2 = 12.653 (1+ 0,091)^8$$

$$m_2 = 25343,44542 \text{ ton/tahun}$$

Berikut adalah tabel pertumbuhan ekspor dari Aluminium fluoride di Indonesia dari tahun 2013 – 2018 :

Tabel I. 4 Data Pertumbuhan Ekspor Aluminium Fluorida AlF_3

Tahun	Ekspor(ton)	Pertumbuhan
2013	3.655	-

2014	3.237	-0,114
2015	5.277	0,630
2016	5.914	0,121
2017	5.479	-0,074
2018	8.040	0,467
Rata-rata		0,206

Dari data diatas didapatkan rata-rata pertumbuhan ekspor dari AlF_3 sebesar 0,206 maka dapat dilakukan perhitungan m_4 (kebutuhan ekspor pada tahun 2026) dengan persamaan, diperoleh :

$$m_4 = 8.040 (1 + 0,206)^8$$

$$m_4 = 35998,2546 \text{ ton/tahun}$$

Berikut adalah tabel pertumbuhan konsumsi dari Aluminium fluoride di Indonesia dari tahun 2013 – 2018 :

Tabel I. 5 Data Pertumbuhan Konsumsi Aluminium Fluorida AlF_3

Tahun	Konsumsi(ton)	Pertumbuhan
2013	1.366	-
2014	2.912	1,132
2015	577	-0,809
2016	514	-0,077
2017	693	-0,348
2018	138	-0,841
Rata-rata		-0,041

Dari data diatas didapatkan rata-rata pertumbuhan konsumsi dari AlF_3 sebesar -0,041 maka dapat dilakukan perhitungan m_5 (kebutuhan konsumsi pada tahun 2026) dengan persamaan, diperoleh :

$$m_5 = 1.366 (1 + (-0,041))^8$$

$$m_5 = 7.184,294 \text{ ton/tahun}$$

Dari data produksi, konsumsi, impor dan ekspor mendatang dapat diketahui produksi dalam negeri mendatang di tahun 2026 (m^3) dengan persamaan berikut:

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

$$m_3 = [35998,254 + 7431,074] - [98,434 + 25343,445] m_3 = 17.987,4 \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = 65\% \times 17.987,4$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = 12.591 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = 12.600 \text{ ton/tahun (dibulatkan)}$$

$$\text{Kapasitas Produksi} = 41 \text{ ton/hari}$$

I.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat mempengaruhi keberlangsungan produksi pabrik tersebut. Pemilihan lokasi pabrik berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan ditinjau dari segi ekonomi. Faktor yang menjadi parameter lokasi pabrik yaitu ketersediaan bahan baku, pemasaran produk, utilitas, iklim, transportasi, sumber daya manusia dan lainnya.

Pendirian pabrik direncanakan dibangun di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik,

Provinsi Jawa Timur. Adapaun letak geografi Kabupaten Gresik :

- Sebelah utara berbatasan dengan Laut Jawa
- Sebelah timur berbatasan dengan Selat Madura dan Kota Surabaya
- Sebelah selatan berbatasan dengan Kabupaten Sidoarjo dan Kabupaten Mojokerto
- Sebelah barat berbatasan dengan Kabupaten Lamongan



Gambar I. 1 Daerah Lokasi Pendirian Pabrik Aluminium Fluorida

Penentuan lokasi tersebut didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

a. Letak Sumber Bahan Baku

Kota Gresik merupakan kabupaten sentral industri yang juga menyediakan bahan baku industri. Bahan baku aluminium fluorida yaitu H_2SiF_6 yang didapat dari limbah asam fosfat PT Petrokimia Gresik dan $Al(OH)_3$ didapat dari luar negeri.

b. Transportasi

Lokasi pendirian pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku transportasi darat maupun laut agar kegiatan ekspor impor mudah dilakukan. Kota Gresik memiliki sarana transportasi darat yang memadai dengan adanya jalan raya Surabaya-Tanjung Perak. Selain itu, Kota Gresik juga dekat dengan Pelabuhan yang menjadi sarana transportasi laut.

c. Pemasaran

Di Indonesia yang memproduksi aluminium fluorida hanyalah PT Petrokimia Gresik dengan kapasitas 12.600 ton/tahun. Aluminium fluorida digunakan untuk pemurnian aluminium dengan dapat menurunkan titik lebur sampai $850^{\circ}C$ sehingga energi yang dibutuhkan tidak begitu besar. Saat ini, di Indonesia industri penghasil aluminium tertinggi yaitu PT Indonesia Asahan Aluminium (Inalum) dengan kapasitas produksi aluminium mencapai 243.000 ton di tahun 2021. Sehingga dengan adanya pabrik ini, akan meningkatkan produksi aluminium yang setiap tahunnya akan meningkat.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor visual pendirian sebuah pabrik. Banyaknya sekolah menengah atas, kejuruan dan perguruan tinggi khususnya di Pulau Jawa menjadi salah satu kemudahan untuk mendapatkan tenaga kerja yang diperlukan dalam mengelola perusahaan serta menjalankan mesin produksi.

e. Utilitas

Kota Gresik terdapat hilir Sungai Bengawan Solo yang dapat menjadi sumber air untuk proses produksi maupun penunjang produksi. Sedangkan sumber listrik didapatkan dari PLN, kebutuhan bahan bakar diperoleh dari PT Pertamina.

I.4 Identifikasi Bahan Baku

I.4.1 Bahan Baku Utama

1. Asam Fluosilikat

Berdasarkan Petrokimia 2022, spesifikasi asam fluosilikat sebagai berikut:

Rumus molekul	: H_2SiF_6
Wujud	: liquid
Berat molekul	: 144,08 gr/mol
Titik lebur	: -30°C
Tekanan uap	: 218 mmHg pada 20°C
Kelarutan	: larut dalam air
<i>Specific gravity</i>	: 1,3
Kadar H_2SiF_6	: 17-23%
Kadar P_2O_5	: maks 0,025%
Kadar Fe_2O_3	: maks 0,07%
Kadar SO_4	: maks 0,1%
Kadar Cl	: maks 0,1%

2. Aluminium Hidroksida

Berdasarkan Petrokimia 2022, spesifikasi aluminium hidroksida sebagai berikut:

Rumus molekul	: $\text{Al}(\text{OH})_3$
Wujud	: padat
Berat molekul	: 78 gr/mol
Titik lebur	: 300°C
Kelarutan	: larut dalam asam
<i>Specific gravity</i>	: 2,42
Kadar $\text{Al}(\text{OH})_3$: 17-23%
Kadar SiO_2	: maks 0,12%
Kadar Fe_2O_3	: maks 0,03%
Kadar P_2O_5	: maks 0,005%
Kadar Na_2O	: maks 0,35%

I.4.2 Spesifikasi Produk

1. Aluminium Fluorida

Berdasarkan Petrokimia, 2019 spesifikasi aluminium Fluorida berstandar SNI 06-2603-1992 sebagai berikut :

Rumus molekul	: AlF_3
Wujud	: serbuk berwarna putih
Berat molekul	: 83,98 gr/mol
Titik lebur	: 1.290°C
Kadar AlF_3	: min 97%
Kadar SiO_2	: maks 0,20%
Kadar Fe_2O_3	: maks 0,07%
Kadar P_2O_5	: maks 0,02%
Kadar H_2O	: maks 2,80%

2. Silika Dioksida

Berdasarkan Petrokimia, 2022 spesifikasi silika dioksida sebagai berikut :

Rumus molekul	: SiO_2
Wujud	: padat berwarna putih
Berat molekul	: 60,09 gr/mol
Titik lebur	: 1.610°C
Kadar SiO_2	: min 67%

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES

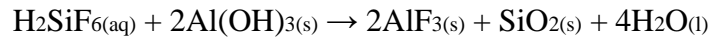
II.1 Macam Proses

Dalam mendirikan sebuah pabrik perlu dilakukan seleksi dari beberapa proses yang ada agar nantinya dapat memproduksi secara efisien dan optimal dengan mempertimbangkan aspek yang ada. Menurut Dreveton, 2012 proses produksi AlF_3 terbagi menjadi 2 kelompok yaitu:

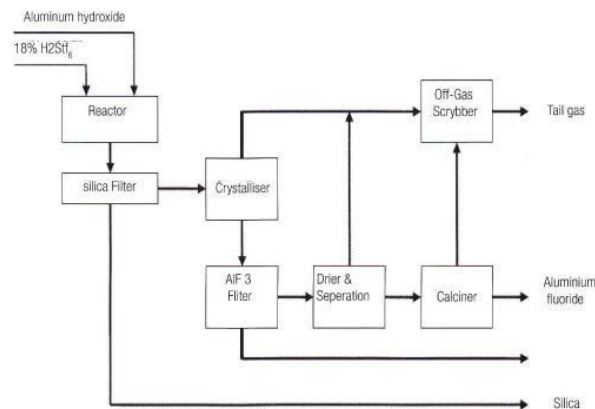
1. Aluminium fluorida (AlF_3) dari Asam fluosilikat (H_2SiF_6) dan Aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) dengan Proses Basah
2. Aluminium fluorida (AlF_3) dari gas HF dan Aluminium hidroksida $Al(OH)_3$ dengan Proses Kering

1. Aluminium fluorida (AlF_3) dari Asam fluosilikat (H_2SiF_6) dan Aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) dengan Proses Basah

Menurut Abdelaali, 2016 proses ini berbahan baku terdiri dari Asam fluosilikat (H_2SiF_6) 18-22% w dalam bentuk cair dan Aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) padat. Reaksi yang terjadi dalam proses basah yaitu :



Produk dari reaksi tersebut yaitu Aluminium fluoride (AlF_3) dengan konsentrasi min 94% w dengan densitas sebesar $0,7-0,8 \text{ kg/m}^3$. Dalam proses ini menghasilkan produk samping SiO_2 yang akan dipisahkan dengan cara filtrasi. Produk AlF_3 di Petrokimia Gresik memiliki presentase *Loss Of Ignition* (LOI) sebesar 0,85% maks. *Loss Of Ignition* (LOI) adalah produk yang masih mempunyai unsur *tri hidrate* ($AlF_3 \cdot 3H_2O$). Berikut ini merupakan blok diagram proses basah :



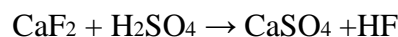
Gambar II. 1 Blok Diagram AlF_3 dari H_2SiF_6 dan $Al(OH)_3$ Menggunakan Proses Basah

Sumber : Abdelaali, 2016

2. Aluminium fluorida (AlF_3) dari gas HF dan Aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) dengan Proses Kering

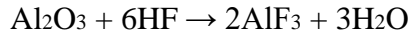
Pada proses ini bahan baku yang digunakan yaitu fluorspar (CaF_2), aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) dan asam sulfat (H_2SO_4). Proses kering ini melalui 2 tahapan utama yaitu pembentukan gas HF dari fluorspar dan asam sulfat serta pembentukan aluminium fluorida (AlF_3) dari aluminium hidroksida $Al(OH)_3$ dan gas HF (Aldaco et al., 2005).

a. Pembentukan gas HF

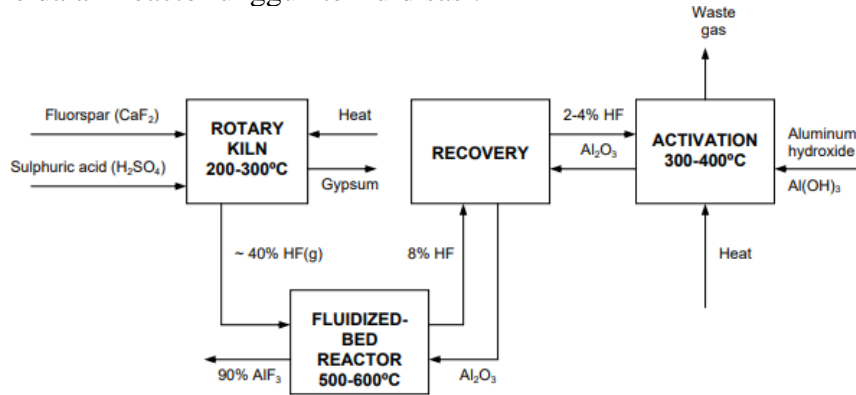


Fluorspar kering dan asam sulfat dipanaskan sampai suhu $120 - 150^\circ C$ kemudian dimasukkan kedalam reactor klin dengan pra konversi 30-50%.

b. Pembentukan AlF_3



$\text{Al}(\text{OH})_3$ diubah menjadi Al_2O_3 dengan cara memanaskan sampai 400°C dan Al_2O_3 diumpukan ke dalam reactor unggun terfluidisasi.



Gambar II. 2 Blok Diagram Pembentukan AlF_3 dari Gas HF dan $\text{Al}(\text{OH})_3$ Menggunakan Proses Kering

Sumber : Aldaco, 2005

II.2 Seleksi Proses

Berdasarkan beberapa proses produksi AlF_3 yang telah dijelaskan diatas, maka pemilihan proses dilakukan dengan mempertimbangkan beberapa parameter sebagai berikut.

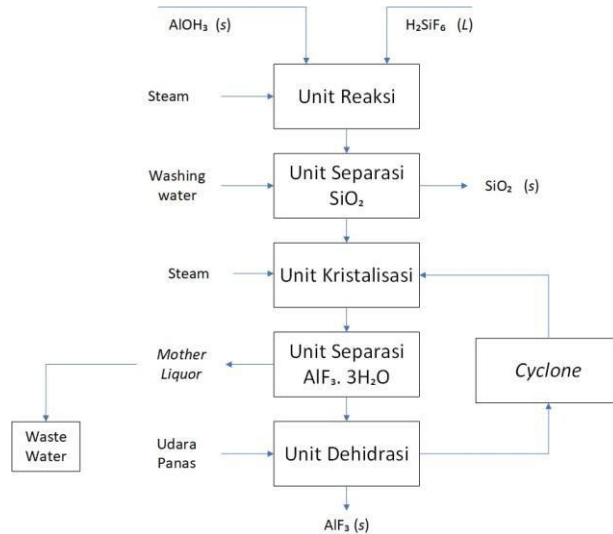
Tabel II. 1 Perbandingan Proses Basah dan Kering

No	Parameter	Proses Basah	Proses Kering
1	Bahan Baku	H_2SiF_6 $\text{Al}(\text{OH})_3$	CaF_2 $\text{Al}(\text{OH})_3$ H_2SO_4
2	Ketersediaan bahan baku	H_2SiF_6 $\text{Al}(\text{OH})_3$ impor	CaF_2 dan $\text{Al}(\text{OH})_3$ impor H_2SO_4
3	Hasil samping	SiO_2 84,6%	Gypsum
4	Produk % AlF_3 % SiO_2 % P_2O_5	- 97 - 0,2 - 0,02	-92 -0,25 -0,05

Berdasarkan perbandingan proses basah dan proses kering di beberapa parameter seperti pada **Tabel II. 1** maka dipilih **Proses Basah** sebagai produksi AlF_3 dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Bahan baku utama dari proses basah adalah H_2SiF_6 yang dapat diperoleh dari hasil limbah pabrik fosfat Petrokimia Gresik yang masih memiliki nilai jual rendah. Sedangkan $\text{Al}(\text{OH})_3$ dapat diperoleh dari impor negara
2. Australia. CaF_2 , merupakan bahan yang memiliki harga beli yang mahal dan impor dari Negara Afrika.
3. Hasil limbah yang dihasilkan di proses basah berupa SiO_2 sebesar 84,6%.
4. Kemurnian AlF_3 dari proses basah lebih tinggi dibandingkan proses kering.

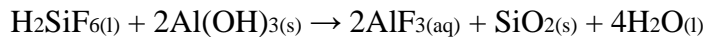
II.3 Uraian Proses Terpilih



Gambar II. 3 Blok Diagram Proses Terpilih

II.3.1 Unit Reaksi

Bahan baku H_2SiF_6 didapatkan dari Pabrik Fosfat Petrokimia Gresik yang terlebih dahulu disimpan dalam tangki penyimpanan pertama (F-111) kemudian. Dari penyimpanan di pompa menuju *heat exchanger* (E-110) untuk dipanaskan dan suhu dijaga $78-81^\circ\text{C}$. Sedangkan bahan baku Al(OH)_3 disimpan dalam *silo* (F-211). Kedua bahan baku tersebut di pompa menuju reactor (R-210 A/B). Didalam reactor terjadi reaksi pembentukan produk yang bersifat eksotermis sebagai berikut :



Pada saat terjadi reaksi suhu didalam reactor mencapai 99°C dan reaksi berlangsung selama 15-20 menit.

II.3.2 Unit Separasi SiO_2

Produk dari keluaran reactor adalah AlF_3 yang masih mengandung cukup banyak SiO_2 dengan kadar air tinggi sehingga perlu dilakukan pemisahan dan penurunan kadar air silika. Produk diumpun menuju *centrifuge* (H-310 A/B), di dalam *centrifuge* terjadi proses pemisahan SiO_2 dalam AlF_3 berdasarkan densitas. Padatan SiO_2 berlebih akan dimasukkan kedalam Gudang SiO_2 (A-311).

II.3.3 Unit Kristalisasi

Larutan AlF_3 jenuh dari *centrifuge* (H-310 A/B) akan diumpunkan menuju *crystallizer* (X-320 A/D) yang disimpan terlebih dahulu dalam tangka penyimpanan (F-321). Didalam *crystallizer* terjadi proses pemanasan AlF_3 sampai mencapai gariskristalisasi dan kristal dapat terbentuk ($\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ slurry). *Crystallizer* menggunakan sistem *batch* dengan waktu 3 jam sehingga menggunakan 4 *crystallizer* secara paralel.

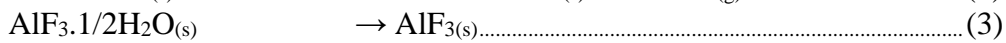
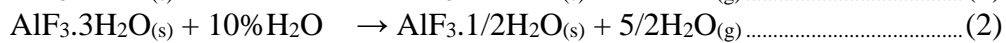
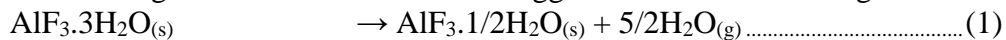
II.3.4 Unit Separasi $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$

Produk $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dari keluaran *crystallizer* akan di simpan dalam collection tank (F-331) yang diumpunkan menuju distributor slurry $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ (F-333) sebelum menuju *centrifuge*. Dalam unit ini berfungsi memisahkan $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dengan *mother liquor* di *centrifuge* (H-330). $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ cake akan disalurkan menuju hopper (F-342) sedangkan *mother liquor* yang mengandung AlF_3 tidak terkristalkan akan diumpunkan menuju *crystallizer* (X-320 A/D).

II.3.5 Unit Dehidrasi

Dalam unit dehidrasi terdapat proses kalsinasi dan proses *drying* menggunakan *calciner*. Pada unit ini, berfungsi menurunkan kadar air $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ cake sampai terbentuk AlF_3 , suhu

yang digunakan untuk merubah trihydrate menjadi hemihidrat sebesar 250⁰C dan hemihidrat menjadi unhidrat dengan suhu sebesar 600⁰C sehingga terbentuk reaksi sebagai berikut :



II.3.6 Pendinginan dan Pengemasan Produk

Produk AlF₃ yang keluar dari *calciner* (B-340) dengan suhu 350⁰C harus didinginkan sebelum dikemas. Pendinginan menggunakan *cooler* (E-350) dengan media pendingin air sampai suhu 70⁰C yang selanjutnya akan memasuki ruang *weigher*(F-352).

Produk AlF₃ akan dikemas dalam bentuk karung berukuran 1 ton atau kantong plastic dengan berat 25 kg sesuai permintaan pemasaran. Dan disimpan dalam Gudang (A-353).

II.3.7 Proses Gas Scrubbing

Proses gas *scrubbing* ini adalah mencegah polusi F dan debu AlF₃. Polusi HF (*Hydrofloric Acid*) berasal dari proses kalsinasi. Proses penyerapan gas tersebut menggunakan *scrubbing tower* (V-410) dengan menyemprotkan air dari *cooling tower*. Sehingga gas yang dibuang ke atmosfer tidak mencemari lingkungan.

BAB III NERACA MASSA

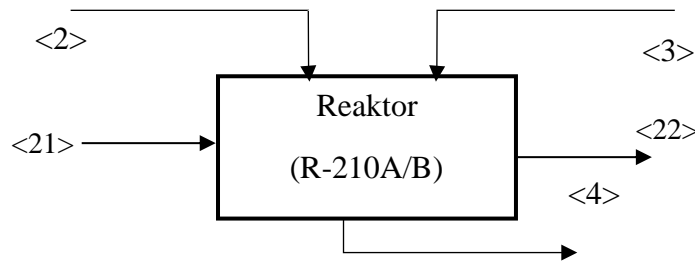
Kapasitas Pabrik = 12.600 ton/tahun
 = 41 ton/hari
 = 1.708,33

kg/jam Kondisi Operasi = 330
 hari/tahun

III.1 Reaktor (R-210A/B)

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara H_2SiF_6 dan $Al(OH)_3$

Reaksi yang terjadi: $H_2SiF_6 + Al(OH)_3 \rightarrow 2AlF_3 + SiO_2 + 4H_2O$



Aliran :

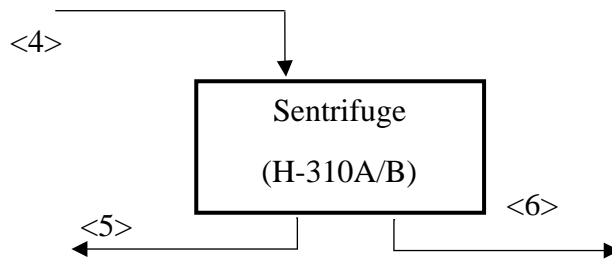
- <2> : Bahan baku H_2SiF_6 18% w ; H_2O 82 % w
- <3> : Bahan baku $Al(OH)_3$ 98,5% w ; SiO_2 0,2 % w ; H_2O 1,3 % w
- <4> : Hasil reaksi
- <21> : Cooling water
- <22> : Cooling Water Return

Tabel III. 1 Neraca Massa Reaktor (R-210 A/B)

Komponen	BM	Input		Konsumsi	Generasi	Output
		<2>	<3>			<4>
		kg/jam	kg/jam			kg/jam
H_2SiF_6	144	1494,2	0,000	-1449	0,000	44,8
$Al(OH)_3$	78	0,0	2010,54	-1570	0,000	440,414
AlF_3	84	0,0	0,000	0,000	1691	1690,9
SiO_2	60	0,0	4,082	0,000	604	607,976
H_2O	18	6806,8	26,535	0,000	725	7557,98
Total		8300,9	2041,2	-3019	3019	10342
Neraca Massa		13361,560			13361,560	

III.2 Sentrifuge 1 (H-310 A/B)

Fungsi : Tempat pemisahan SiO_2



Aliran :

<4> : Hasil reaksi

<5> : Hasil pemisahan

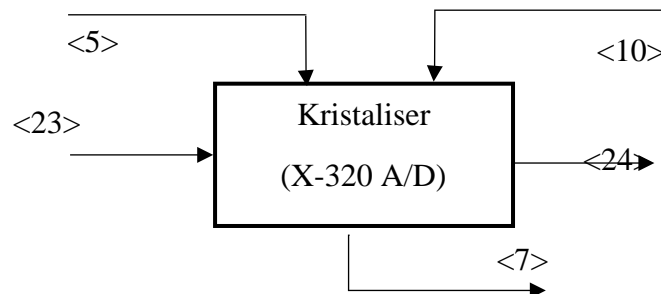
<6> : Produk samping SiO_2 64,6 % w, H_2O 32,2 % w, AlF_3 3,2% w

Tabel III. 2 Neraca Massa Sentrifuge 1 (H-310 A/B)

Komponen	Input	Output	
	<4>	<5>	<6>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H_2SiF_6	44,83	44,825	0,000
$\text{Al}(\text{OH})_3$	440,41	440,414	0,000
AlF_3	1690,90	1668,40	22,500
SiO_2	607,98	105,476	502,500
H_2O	7557,98	7332,98	225,000
Total	10342,1	9592,1	750,000
Neraca Massa	10342,094	10342,094	

III.3 Kristaliser (X-320 A/D)

Fungsi : Untuk menghasilkan kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$



Aliran :

<5> : Hasil pemisahan (Larutan AlF_3 jenuh)

<7> : Hasil kristalisasi ($\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ slurry)

<10> : Recycle Mother Liquor

<23> : Saturated Steam

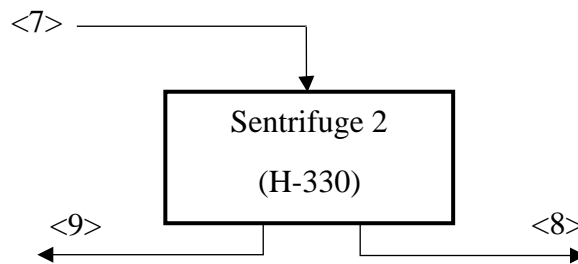
<24> : Steam kondensat

Tabel III. 3 Neraca Massa Kristaliser (X-320 A/D)

Komponen	Input		Konsumsi	Generasi	Output
	<5>	<10>			<7>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SiF ₆	22,41	22,41	0,000	0,000	44,83
Al(OH) ₃	220,21	220,21	0,000	0,000	440,41
AlF ₃	146,14	137,49	1384,773	0,000	283,63
AlF ₃ .3H ₂ O	2274,98	0,00	0,000	2274,984	2274,98
SiO ₂	54,22	51,25	0,000	0,000	105,48
H ₂ O	3314,48	3128,28	890,211	0,000	6442,77
Total	6032,45	3559,64	2274,984	2274,984	9592,1
Neraca Massa	11867,078			11867,078	

III.4 Sentrifuge 2 (H-330)

Fungsi : Memisahkan AlF₃.3H₂O dari produk slurry



Aliran :

<7> : Hasil kristalisasi (AlF₃.3H₂O slurry)

<8> : Kristal AlF₃.3H₂O

<9> : Mother liquor

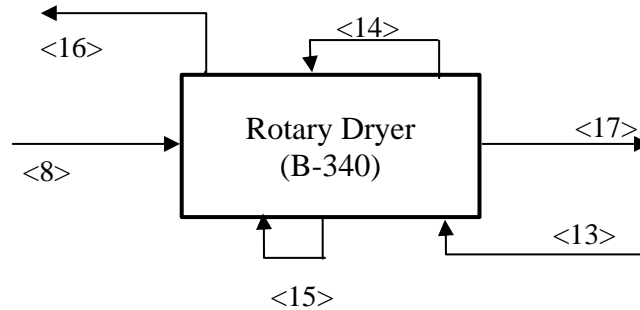
Tabel III. 4 Neraca Massa Sentrifuge 2 (H-320)

Komponen	Input	Output	
	<7>	<9>	<8>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SiF ₆	44,83	44,83	0,000
Al(OH) ₃	440,41	440,41	0,000
AlF ₃	283,63	274,97	8,655
AlF ₃ .3H ₂ O	2274,98	0,00	2274,98
SiO ₂	105,48	102,51	2,967
H ₂ O	6442,77	6256,56	186,20
Total	9592,1	7119,284	2472,81
Neraca Massa	9592,1	9592,1	

III.5 Rotary Dryer (B-340)

Fungsi : Menghilangkan hidrat dari kristal AlF_3

Didalam rotary dryer terdapat 2 stage, stage 1 berfungsi mengurangi kandungan air dari kristal



Aliran :

<8> :Solid $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$

<13> :Udara kering, 25% *Relative Humidity*, 0,05 kg H_2O /kg Dry Air

<16> :Udara vent, 60% *Relative Humidity*, 0,6 kg H_2O /kg Dry Air

<17> : AlF_3 98%w

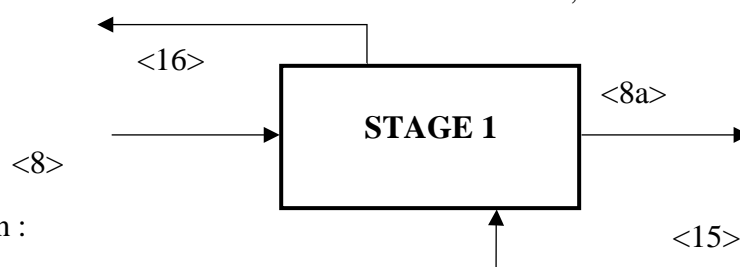
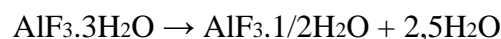
Tabel III. 5 Neraca Massa Total Rotary Dryer (B-340)

Komponen	Input		Output	
	<8>	<13>	<16>	<17>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H_2SiF_6	0,000	0,000	0,000	0,000
$\text{Al}(\text{OH})_3$	0,000	0,000	0,000	0,000
AlF_3	8,655	0,000	0,000	1674,17
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	2274,98	0,000	0,000	0,00
SiO_2	2,967	0,000	0,000	3,42
H_2O	186,203	10,422	774,90	30,75
Udara	0,000	9751,9	9751,92	0,000
Total	2472,81	9762,3	10526,8	1708,33
Neraca Massa	12235,152		12235,152	

III.5.1 Neraca Massa Stage 1

Pada stage 1 berfungsi untuk mengurangi kandungan air dari kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ menjadi $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ dengan melepas $2,5\text{H}_2\text{O}$.

Reaksi yang terjadi :



Aliran :

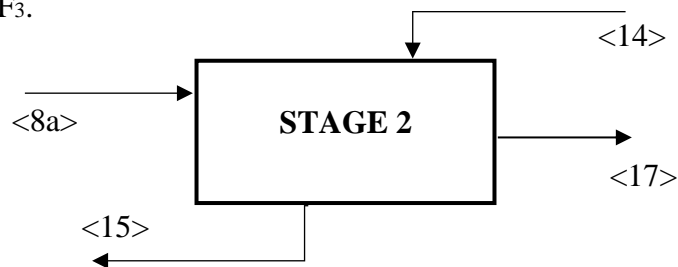
- <8> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
- <8a> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
- <15> : Udara kering recycle dari stage 2
- <16> : Udara vent

Tabel III. 6 Neraca Massa Rotary Dryer Stage 1

Komponen	Input		Output	
	<8>	<15>	<8a>	<16>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H_2SiF_6	0,000	0,000	0,000	0,000
$\text{Al}(\text{OH})_3$	0,000	0,000	0,000	0,000
AlF_3	8,655	0,000	0,000	8,655
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	2274,98	0,000	0,000	0,00
$\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$	0,00	0,000	0,000	1533,14
SiO_2	2,967	0,000	0,000	2,967
H_2O	186,203	616,1	774,9	27,41
Udara	0,000	9751,92	9751,9	0,000
Total	2472,8	10368,0	10526,8	1572,18
Neraca Massa	12840,837		12840,837	

III.5.2 Neraca Massa Stage 2

Pada stage 2 berfungsi untuk mengurangi kandungan air dari kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ menjadi AlF_3 .



- Aliran :
- <8a> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
 - <17> : Kristal AlF_3
 - <15> : Udara recycle
 - <14> : Udara kering

Tabel III. 7 Neraca Massa Rotary Dryer Stage 2

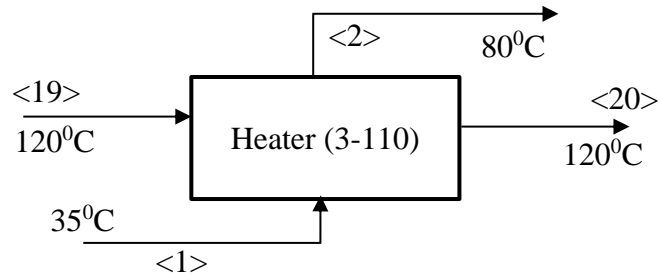
Komponen	Input		Output	
	<8a>	<14>	<15>	<17>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0,000	0,000	0,000	0,000
Al(OH) ₃	0,000	0,000	0,000	0,000
AlF ₃	8,655	0,000	0,000	1674,17
AlF ₃ .1/2H ₂ O	1533,14	0,000	0,000	0,000
SiO ₂	2,967	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	27,412	10,42	616,1	3,417
Udara	0,000	9751,92	9751,9	30,750
Total	1572,18	9762,3	10368,0	1708,33
Neraca Massa	12076,361		12076,361	

BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas Pabrik = 12.600 ton/tahun
 = 41 ton/hari
 = 1.708,33 kg/jam
 Kondisi Operasi = 330 hari/tahun

IV.1 Heater (E-110)

Fungsi : Memanaskan H_2SiF_6 sebelum masuk reaktor



Aliran :

- <1> : Bahan Baku H_2SiF_6 18% w ; H_2O 82% w
- <2> : Bahan Baku H_2SiF_6 18% w ; H_2O 82% w
- <19> : Saturated steam
- <20> : Steam kondensat

Tabel IV. 1 Neraca Energi Heater (E-110)

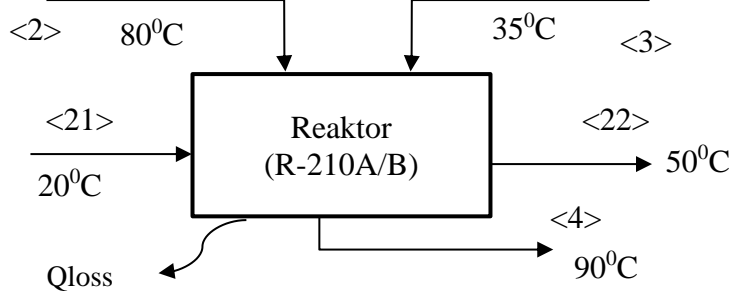
Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input	Output
		<1>	<2>
		KJ/jam	KJ/jam
H_2SiF_6	0,236	3526	25476
$Al(OH)_3$	1,345	0,000	0,000
AlF_3	1,054	0,000	0,000
SiO_2	0,699	0,000	0,000
H_2O	4,184	284795	1566374
Total		288321	1591850

Tabel IV. 2 Neraca Nenergi Total Heater (E-110)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<1>	288321,175	<2>	1591850
<19>	1826078,621	<20>	339942,363
		Qloss	182607,862
Total	2114399,795	Total	2114399,795

IV.2 Reaktor (R-210 A/B)

Fungsi : tempat terjadinya reaksi antara H_2SiF_6 dan $Al(OH)_3$



Aliran :

- <3> : Bahan baku H_2SiF_6 18% w ; H_2O 82 % w
- <5> : Bahan baku $Al(OH)_3$ 98,5% w ; SiO_2 0,2 %w ; H_2O 1,3 %w
- <6> : Hasil reaksi

Tabel IV. 3 Neraca Energi Input Reaktor (R-210 A/B)

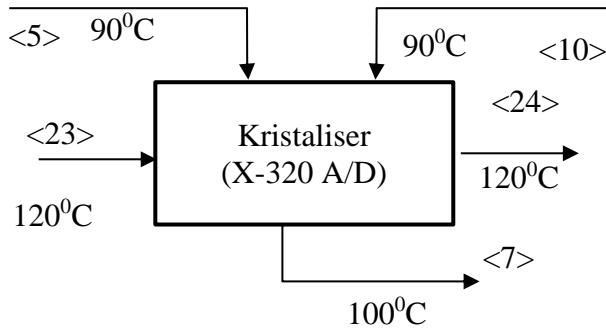
Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input		Output
		<2> KJ/jam	<3> KJ/jam	<4> KJ/jam
H_2SiF_6	0,236	25475,6	0	688
$Al(OH)_3$	1,345	0	27039	38500
AlF_3	1,054	0	0	115884
SiO_2	0,699	0	29	27613
H_2O	4,184	1566374	1110	2055468
Total		1591850	1591850	2238151

Tabel IV. 4 Neraca Energi Total Reaktor (R-210 A/B)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<2>	1591849,571	<4>	2238151,327
<3>	28177,891	Hrx	-9102123,227
<21>	-1413999,894	<22>	7069999,469
Total	206027,568	Total	206027,568

IV.3 Kristaliser (X-320 A/D)

Fungsi : Mengkristalkan larutan jenuh menjadi $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$



Aliran :

- <5> : Hasil pemisahan (Larutan AlF_3 jenuh)
- <7> : Hasil kristalisasi ($\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ slurry)
- <10> : Recycle Mother Liquor
- <23> : Saturated Steam
- <24> : Steam kondensat

Tabel IV. 5 Neraca Energi Kristaliser (X-32 A/D)

Komponen	Cp	Input		Output
		<5>	<10>	<7>
	(KJ/kg°C)	KJ/jam	KJ/jam	KJ/jam
H_2SiF_6	0,236	344	344	793
$\text{Al}(\text{OH})_3$	1,345	19250	19250	44423
AlF_3	1,054	10016	9423	22429
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	0,699	0	0	249862
SiO_2	0,699	2463	2328	5527
H_2O	4,184	901407	850768	2021740
Total		933479	882111	2344773

Tabel IV. 6 Neraca Energi Total Kristaliser (X-320 A/D)

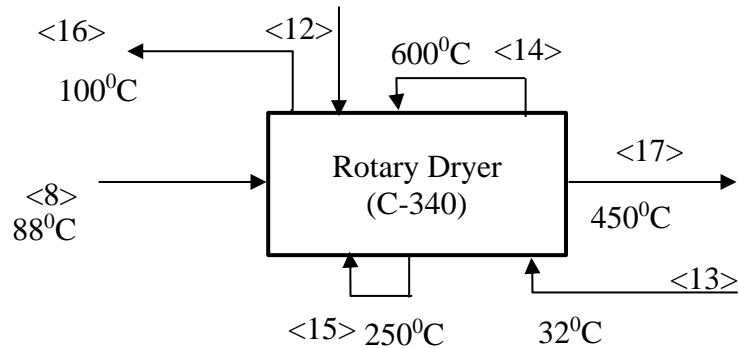
Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<5>	933478,937	<7>	2344773,442
<10>	882111	<28>	10184929,507
<27>	54710692,377	ΔHR	43996579,743
Total	56526282,69	Total	56526282,69

IV.4 Rotary Dryer

Fungsi : Menghilangkan hidrat dari kristal AlF_3

Asumsi :

- Tidak ada perubahan suhu pada bahan bakar sehingga hanya digunakan $\Delta H_{\text{combustion}}$ nya saja
- Energi untuk melepaskan ikatan hidrogen pada $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ diabaikan



Aliran :

- <8> : Solid $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
 <13> : Udara Kering , 25% Relative Humid, 0,05 kg H_2O /kg Dry Air
 <16> : Udara Vent, 60% RH, 0,6 kg H_2O /kg Dry Air
 <17> : AlF_3 98%w

Tabel IV. 7 Neraca Energi Input Output Rotary Dryer

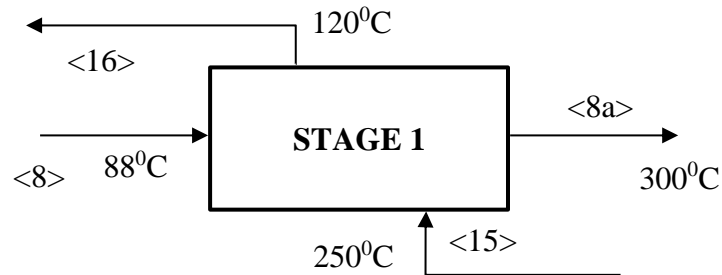
Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input		Output	
		<8>	<13>	<16>	<17>
		KJ/jam	KJ/jam	KJ/jam	KJ/jam
H_2SiF_6	0,236	0	0	0	0
$\text{Al}(\text{OH})_3$	1,345	0	0	0	0
AlF_3	1,054	684	0	0	750205
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	1,464	249862	0	0	0
SiO_2	0,699	156	0	0	1015
H_2O	4,184	58430	305	243163	54680
Udara	1,297	0	88540	948647	0
ΔH Vaporization water				1820637	0
Total		309132	88846	3012447	805899

Tabel IV. 8 Neraca Energi Total Rotary Dyer (C-340)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8>	311998,722	<20>	3012447,015
<13>	36285,624	<21>	805899,059
<16>	3865118,487	Qloss	424260,675

Total	4242606,749	Total	4242606,749
--------------	--------------------	--------------	--------------------

IV.4.1 Neraca Energi Stage 1



Aliran :

<8a> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$

<8> : Kristal AlF_3

<15> : Udara recycle

<16> : Udara vent

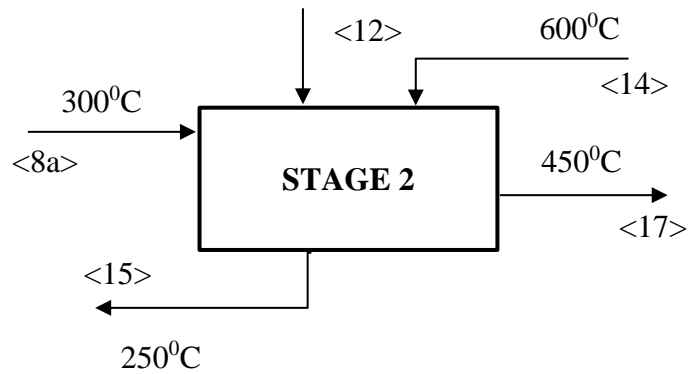
Tabel IV. 9 Neraca Energi Stage 1 Rotary Dryer

Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input		Output	
		<8>	<15>	<8a>	<16>
		KJ/jam	KJ/jam	KJ/jam	KJ/jam
H_2SiF_6	0,236	0	0	0	0
$\text{Al}(\text{OH})_3$	1,345	0	0	0	0
AlF_3	1,054	684	0	2509	0
$\text{AlF}_3 \cdot 1/2 \text{H}_2\text{O}$	1,259	0	0	530812	0
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	1,464	249862	0	0	0
SiO_2	0,699	156	0	570	0
H_2O	4,184	58430	580003	31540	308007
Udara	1,297	0	2845942	0	1201620
ΔH Vaporization water		0	0	0	2310046
Total		309132	3425945	565431	3819672

Tabel IV. 10 Neraca Energi Total Stage 1 Rotary Dryer

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8>	309131,801	<8a>	565431,452
<15>	3425945,307	<16>	3819671,966
<16>	1023534,021	Qloss	373507,711
Total	4758611,128	Total	4758611,128

IV.4.2 Neraca Energi Stage 2



Aliran :

<8a> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$

<16> : Fuel

<17> : Kristal AlF_3

<13> : Udara kering

<15> : Udara recycle

Tabel IV. 11 Neraca Energi Stage 2 Rotary Dryer

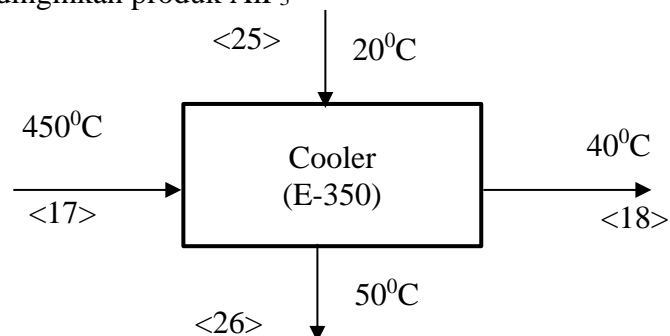
Komponen	Cp	Input		Output	
		<8a>	<14>	<15>	<17>
	(kJ/kg°C)	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam	kJ/jam
H_2SiF_6	0,236	0	0	0	0
$\text{Al}(\text{OH})_3$	1,345	0	0	0	0
AlF_3	1,054	2509	0	0	750205
$\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$	1,259	530812	0	0	0
$\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	1,464	0	0	0	0
SiO_2	0,699	570	0	0	1015
H_2O	4,184	31540	305	580003	54680
Udara	1,297	0	88540	2845942	0
ΔH Vaporization water			2310046		
Total		565431	2398891	3425945	805899

Tabel IV. 12 Neraca Energi Stage 2 Rotary Dryer

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8a>	565431,452	<15>	3425945,307
<13>	2398891,181	<17>	805899,059
Fuel	1737726,663	Qloss	470204,930
Total	4702049,296	Total	4702049,296

IV.5 Cooler (E-350)

Fungsi : Mendinginkan produk AlF_3



Aliran:

<17> : Padatan kristal AlF_3

<18> : Produk AlF_3

<25> : Air pendingin

Tabel IV. 13 Neraca Energi Cooler (E-350)

Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input	Output
		<17> KJ/jam	<18> KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0,236	0	0
Al(OH) ₃	1,345	0	0
AlF ₃	1,054	750205	26478
AlF ₃ · 3H ₂ O	1,464	0	0
SiO ₂	0,699	1015	36
H ₂ O	4,184	54680	1930
Total		805899	28443

Tabel IV. 14 Neraca Energi Total Cooler (E-350)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<17>	805899,059	<18>	28443,496
<25>	194363,891	<26>	917819,454
Total	10000262,950	Total	10000262,950

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V SPESIFIKASI ALAT

V.1 Heater (E-310)

Tabel V. 1 Spesifikasi Heater (E-310)

Nama alat	Heater
Kode alat	E-110
Fungsi	Memanaskan H ₂ SiF ₆ sebelum dimasukkan ke dalam reaktor
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	Pipe : Carbon steel SA-240
	Inner pipe : high alloy steel SS-316
Ukuran pipa	IPS 4 x 3 in
Jumlah hairpin	2
Panjang hairpin	20
Annulus	
OD (in)	4,026
ID (in)	3,5
Inner pipe	
D (in)	3,068
a" (ft ² /ft)	0,917
Luas permukaan (ft ²)	73,36

V.2 Tangki Penyimpanan H₂SiF₆ (F-111)

Tabel V. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (F-111)

Nama	Tanki Pengumpul 1
Kode	F-111
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku H ₂ SiF ₆
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Kapasitas	17,354 m ³
Jumlah	2 buah
Tekanan Desain	18,152 psia
Dimensi	
1.Silinder	
- OD	3,454 meter

- ID	3,439	meter
- Ls	4,258	meter
- Ts	7,938	milimeter
2. Tutup atas		
- Tebal	7,938	milimeter
3. Tutup bawah		
- Tinggi	4,738	meter
- Tebal	6,350	milimeter

V.3 Pompa Sentrifugal (L-112)

Tabel V. 3 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-112)

Nama	Pompa sentrifugal
Kode	L-112
Fungsi	Memompa larutan H ₂ SiF ₆ ke heater
Tipe	Sentrifugal
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	0,002230183
Jumlah	1 buah
Ukuran pipa	pipa 2,5 inch schedule 40
Daya Pompa(kW)	0,36

V.4 Centrifuge (H-310)

Tabel V. 4 Spesifikasi Centrifuge (H-310)

Nama Alat	<i>Centrifuge</i>	
Fungsi	Memisahkan kristal SiO ₂	
Inside Diameter	1600 mm	
Inside width	800 mm	
Full volume	0,7 m ³	
Filtration area	4 m ³	
Jumlah disk	144	unit
Kecepatan. Putar	25-750	rpm
Power motor	7,5	hp
Jumlah	2	unit

V.5 Reaktor (R-210 A/B)

Tabel V. 5 Spesifikasi Reaktor (R-210 A/B)

Nama	Reaktor	
Kode	R-210	
Fungsi	sebagai tempat reaksi $\text{Al}(\text{OH})_3$ dengan H_2SiF_6	
Bahan	High-Alloy Steel SA 240 grade M type 316	
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>	
Kapasitas Reaktor	31,071	m ³
Jumlah Reaktor	2	buah
Tekanan Desain	15,438	psia
D, nozzle	2,875	inci
Dimensi		
1. Silinder		
- OD	3,353	meter
- ID	3,343	meter
- Ls	5,170	meter
- Ts	4,763	milimeter
2. Tutup atas		
- Tinggi	0,583	meter
- Tebal	4,763	milimeter
3. Tutup bawah		
- Tinggi	0,583	meter
- Tebal	4,763	milimeter
4. Pengaduk		
- Tipe	flat six blade turbine with disk	
- Dt	3,343	meter
- Da	1,114	meter
- J	0,279	meter
- E	1,114	meter
- W	0,223	meter
- L	0,279	meter
- Putaran	100	rpm
- Daya motor	22,11	hp
5. Jacket pemanas		
- Luas	20,84	m ²

V.6 Kristaliser (X-320 A/D)

Tabel V. 6 Spesifikasi Kristaliser (X-320 A/D)

Nama	Kristaliser
Kode	X-320 A/D
Fungsi	sebagai tempat kristalisasi AlF_3
Bahan	High-Alloy Steel SA 240 grade M type 316
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	2,224 m ³
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler dan terdapat jaket untuk menjaga suhu 90°C
Tekanan Desain	94,249 psia
D, nozzle	3,500 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	2,896 meter
- ID	2,864 meter
- Ls	2,147 meter
- Ts	15,875 milimeter
2. Tutup atas	
- Tinggi	0,242 meter
- Tebal	12,700 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	0,242 meter
- Tebal	12,700 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>
- Dt	2,864 meter
- Da	0,955 meter
- J	0,239 meter
- E	0,955 meter
- W	0,191 meter
- L	0,239 meter

- Putaran	100 rpm
- Daya motor	18,723 kW

V.7 Tangki Penampung (F-331)

Tabel V. 7 Tangki Penampungan (F-331)

Nama	AlF3.3H2O slurry tank
Kode	F-331
Fungsi	sebagai tempat pengumpul hasil kristalisasi sekaligus
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	12,943 m ³
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Tekanan Desain	16,676 psia
D, nozzle	3,500 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	3,454 meter
- ID	3,439 meter
- Ls	3,861 meter
- Ts	7,938 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	7,938 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	4,296 meter
- Tebal	7,938 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>
- Dt	3,439 meter
- Da	1,146 meter
- J	0,287 meter
- E	1,146 meter

- W	0,229	meter
- L	0,287	meter
- Putaran	30	rpm
- Daya motor	2,000	kW

V.8 Tangki Penampung (F-333)

Tabel V. 8 Tangki Pengumpulan (F-333)

Nama	Tangki Pengumpul	
Kode	F-333	
Fungsi	sebagai tempat pengumpul hasil kristalisasi sebelum masuk sentrifuge , merubah kontinu menjadi batch	
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A	
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>	
Kapasitas	0,169	m ³
Jumlah	1	buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.	
Tekanan Desain	15,727	psia
D, nozzle	3,500	inci
Dimensi		
1. Silinder		
- OD	2,286	meter
- ID	2,273	meter
- Ls	0,909	meter
- Ts	6,350	milimeter
2. Tutup atas		
- Tebal	6,350	milimeter
3. Tutup bawah		
- Tinggi	1,012	meter
- Tebal	6,350	milimeter
4. Pengaduk		
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>	
- Dt	2,273	meter

- Da	0,758	meter
- J	0,189	meter
- E	0,758	meter
- W	0,152	meter
- L	0,189	meter
- Putaran	30	rpm
- Daya motor	0,064	kW

V.9 Rotary Dryer (B-340)

Tabel V. 9 Spesifikasi Rotary Dryer

Nama	Rotary Dryer	
Kode	B-340	
Fungsi	menghilangkan hidrat AlF_3	
Jumlah	1	buah
Bentuk	Silinder tidur dengan heater disepanjang badan	
ID	1,744	m
OD	1,760	m
Panjang	3,338	m
Kecepatan	17,202	rpm
Waktu Tinggal	0,186	menit
Jumlah Flight	15,000	buah
Tinggi Flight	0,218	meter
Tebal Flight	0,006	milimeter
Power	2,773	kW

V.10 Cooler (E-350)

Tabel V. 10 Spesifikasi Rotary Cooler

Nama	Rotary Cooler	
Kode	E-350	
Fungsi	mendinginkan kristal AlF_3	
Bahan	Carbon Steel SA 285 grade C	
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>	
apasitas	6775,114	kg/jam
Jumlah	1	buah
Bentuk	Silinder horizontal dengan cooling water disepanjang badan	

ID	1,313	m
OD	1,329	m
Panjang	26,366	m
Kecepatan	22,844	rpm
Waktu Tinggal	4,271	menit
Jumlah Flight	14,000	buah
Tinggi Flight	0,164	meter
Tebal Flight	0,006	milimeter
Power	3,172	kW

V.11 Tangki Fuel

Tabel V. 11 Spesifikasi Tangki Fuel

Nama	Tangki Fuel	
Kode	F-347	
Fungsi	sebagai tempat penyimpanan bahan bakar bensin	
Bahan	High-alloy steel grade M tipe 316	
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>	
Kapasitas	331,931	m ³
Jumlah Reaktor	1	buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah flat.	
Tekanan Desain	28,888	psia
D, nozzle	0,405	inci
Dimensi		
1. Silinder		
- OD	4,826	meter
- ID	4,807	meter
- Ls	4,841	meter
- Ts	9,525	milimeter
2. Tutup atas		
- Tebal	9,525	milimeter
- Tinggi	1,636	meter
3. Tutup bawah		
- Tebal	7,938	milimeter

BAB VI

EFISIENSI DAN OPTIMASI

VI.1 Pendahuluan

VI.1.1 Latar belakang

PT X merupakan produsen pupuk maupun non pupuk terlengkap di Indonesia. PT X memiliki 3 buah pabrik yaitu pabrik I, pabrik II, dan pabrik III. Salah satu produk dari pabrik III ialah Aluminium Fluorida (AlF_3) yang berfungsi sebagai membantu menurunkan titik lebur pembuatan aluminium. Aluminium fluorida ini diproduksi dengan bahan baku asam fluosilikat (H_2SiF_6) dan aluminium hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$). Rangkaian proses produksi aluminium fluorida diawali dengan mereaksikan H_2SiF_6 dan $\text{Al}(\text{OH})_3$, memisahkan SiO_2 sebagai produk samping, pembentukan kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, pemisahan kristal menjadi kemurnian tinggi serta dilakukan tahap dehidrasi untuk mengubah $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ (aluminium fluoride trihidrat) menjadi AlF_3 (aluminium fluoride anhidrat).

Dari rangkaian proses tersebut, kristalisasi merupakan salah satu proses penting karena kemurnian produk (AlF_3) dipengaruhi oleh proses pembentukan kristal ($\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) dalam kristaliser. Berbagai faktor yang berpengaruh dalam proses kristalisasi diantaranya suhu, viskositas, kecepatan pengadukan, kecepatan pendinginan serta bahan tambahan lainnya (Khairunisa *et al.*, 2019). Salah satu dari faktor tersebut yang menjadi kendala pada proses kristalisasi di PT X adalah suhu kristaliser. Berdasarkan data aktual, suhu kristaliser yang tinggi sebesar 100°C akan membuat kristal menjadi cacat (pecah) sehingga hanya menghasilkan 83% pembentukan kristal ($\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) *output* kristaliser.

Oleh karena itu, efisiensi dan optimasi yang dapat dilakukan adalah penambahan controller suhu di kristaliser agar suhu operasi berada pada suhu yang disarankan ($90\text{-}95^\circ\text{C}$) sehingga jumlah pembentukan kristal lebih banyak. Penambahan controller suhu tersebut juga dapat meningkatkan efisiensi dari penggunaan steam sehingga dapat mengurangi biaya utilitas.

VI.1.2 Rumusan Masalah

Bagaimana pengaruh dari penambahan controller suhu di kristaliser terhadap jumlah pembentukan kristal serta efisiensi dalam penggunaan steam?

VI.1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah tersebut bertujuan untuk mengetahui pengaruh penambahan controller suhu di kristaliser terhadap jumlah pembentukan kristal serta efisiensi dalam penggunaan steam.

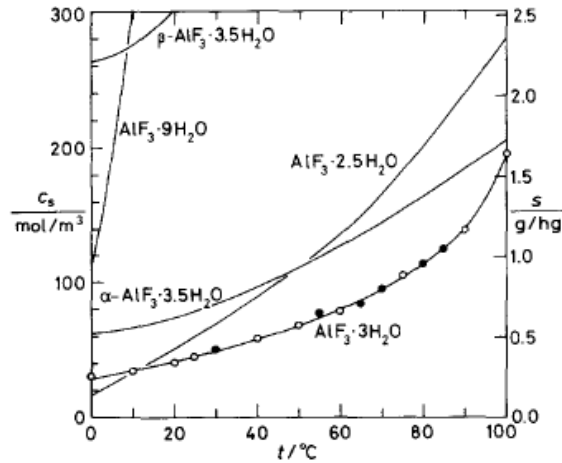
VI.2 Efisiensi dan Optimasi Pabrik Aluminium Fluorida (AlF_3)

VI.2.1 Ketidakefisienan Proses

Efisiensi dan optimasi proses yang diterapkan adalah pengendalian suhu operasi pada proses kristalisasi. Kristalisasi adalah proses pembentukan padatan yang dihasilkan melalui kondisi supersaturasi (lewat jenuh). Keberhasilan pembentukan kristal dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor diantaranya suhu, viskositas, kecepatan pengadukan, kecepatan pendinginan serta bahan tambahan lainnya (Khairunisa *et al.*, 2019). Menurut penelitian yang telah dilakukan suhu yang terlalu tinggi akan membuat kristal yang terbentuk pecah sehingga jumlah yang tidak terkristal dalam slurry akan meningkat. Suhu yang disarankan untuk proses kristalisasi berkisar $90\text{-}95^\circ\text{C}$ karena pada suhu tersebut akan menghasilkan 80-90% kristal dari larutan AlF_3 jenuh (Andriani, 2016; States, 1966).

Prinsip kristalisasi didasarkan pada kelarutan terbatas suatu senyawa dalam

pelarut pada suhu tertentu. Kelarutan yang lebih rendah akan mengarah pembentukan padatan kristal. Kelarutan berbanding lurus dengan kenaikan suhu, kelarutan yang tinggi akan menghasilkan jumlah pembentukan kristal rendah.



Gambar VI. 1 Kurva Kelarutan Aluminium Fluorida Trihidrat

Berdasarkan *solubility curve* di atas dapat dibandingkan hasil maksimum kristal murni yang dihasilkan. Persamaan perhitungan pembentukan kristal mengacu pada Perry,1997 sebagai berikut :

$$P = R \frac{100 \times W_o - S (H_o - E)}{100 - S (R - 1)}$$

Dimana :

- P = berat kristal
- R = rasio BM hydrate dengan BM anhydrate
- S = solubility pada mother liquor
- Wo = berat unhydrate pada feed
- Ho = total berat dari pelarut
- E = penguapan

Tabel VI. 1 Hasil Perbandingan Kelarutan Terhadap Pembentukan Kristal AlF3.3H-2O

T (°C)	90	91	92	93	94	95
mol/m ³	140	146	152	158	164	170
kgAlF3.3H2O/kg larutan jenuh	0,0033	0,0034	0,0036	0,0037	0,0038	0,004
S	0,3283	0,3424	0,3565	0,3706	0,3848	0,3989
R	1,642857143					
Wo (kg)	1668,07					
Ho (kg)	7924,02848					
P (kg)	2703,4	2701,8	2700,2	2698,6	2697	2695,4
yield (%)	98,649	98,591	98,532	98,474	98,416	98,357
Terkristal (kg)	9462,5	9456,9	9451,3	9445,7	9440,1	9434,5
Tidak terkristal(kg)	129,61	135,2	140,79	146,38	151,97	157,57

Dari hasil perbandingan kelarutan terhadap yield pembentukan kristal terlihat bahwa semakin besar suhu semakin besar kelarutan dan semakin kecil *yield* pembentukan kristalnya.

Menurut Morrow, 1931 suhu yang disarankan proses kristalisasi berkisar 90-95⁰ C karena pada suhu tersebut akan menghasilkan 80-90% kristal dari larutan AlF₃ jenuh. Jika dibandingkan dengan persamaan perhitungan pada suhu 90⁰C menghasilkan kristal yang terbentuk serta *yield* lebih besar mencapai 98,649%.

Pembentukan kristal di suhu lebih dari 100⁰C akan menyebabkan ketidakstabilan dalam kristal sehingga mudah sekali pecah atau menjadi lembut dan larut dalam air. Sedangkan pembentukan kristal dibawah 90⁰C proses pembentukan nukleasi belum sempurna sehingga kristal yang dihasilkan pun dengan kemurnian rendah.

Tabel VI. 2 Perbandingan Optimasi Proses

Aspek	Sebelum Optimasi	Sesudah Optimasi
Kebutuhan Bahan Baku	3505 kg/jam	3180 kg/jam
Jumlah kristal yang terbentuk	2274,97 kg/jam	2703,4 kg/jam
Jumlah kristal cacat	283,63 kg/jam	129,61 kg/jam
Kebutuhan steam	25.072,99 kg/jam	24.925,38 kg/jam

VI.3 Kesimpulan

Optimasi dan efisiesni pada tahap kristalisasi pembuatan aluminium fluoride dengan penambahan controller suhu di kristalizer agar suhu terjaga dari 100⁰C menjadi 90⁰C. Optimasi ini dapat mengurangi pembentukan kristal cacat hingga 54,3% jumlah kandungan kristal yang cacat hanya 129,61 kg/jam dan meningkatkan *yield* kristalisasi sampai 98,649%. Selain itu, kebutuhan steam yang dibutuhkan berkurang sehingga dapat mengurangi biaya kebutuhan utilitas sebesar Rp 8.407.081.015

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VII UTILITAS

VII.1 Unit Penyediaan Air

a. Sumber Air

Kebutuhan air diperoleh dari dua sumber air, yaitu IPA Gunungsari yang memanfaatkan bahan baku air dari sungai Brantas dan IPA Babat yang memanfaatkan bahan baku air dari sungai Bengawan Solo.

1. Water Intake Gunungsari Air pengolahan IPA Gunungsari didistribusikan ke Gresik sepanjang 22 km dengan pipa berdiameter 14 inchi, kemudian ditampung di tangki berkapasitas 720 m³/jam. *Softwater* ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air proses, air demineralisasi, umpan air boiler, dan air minum.
2. Water Intake Babat Air pengolahan IPA Babat didistribusikan ke Gresik sepanjang 60 km dengan pipa berdiameter 28 inchi, kemudian ditampung di tangki berkapasitas 2.500 m³/jam. *Hardwater* ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan *service water* dan *hydrant water*.

b. Pre – Treatment

Tahapan proses pengolahan air di Babat dan Gunungsari secara umum adalah sebagai berikut :

1. Penghisapan
Tahap ini menggunakan penghisapan yang dilengkapi dengan pompa vakum untuk mengalirkan air dari sungai ke stasiun pemompa air. Pemakaian sistem ini disebabkan ketinggian air tidak tetap.
2. Penyaringan
Tahap ini menggunakan course and fine screen yang berfungsi untuk menyaring kotoran sungai berukuran besar yang terpompa.
3. Pengendapan
Pengendapan dilakukan dengan cara memakai settling pit untuk mengendapkan partikel – partikel yang tersuspensi dalam air. Faktor yang mempengaruhi proses ini antara lain adalah au alir dan waktu tinggal
4. Flokulasi dan koagulasi Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspense partikel koloid yang tidak terendapkan karena ukurannya sangat kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid. Untuk mengatasi masalah tersebut dilakukan penambahan koagulan yang dapat memecahkan kestabilan yang ditimbulkan oleh muatan listrik tersebut.
5. Filtrasi
Tahap ini dilakukan dengan menggunakan saringan pasir silika (*sand filter*) untuk menyaring padatan tersuspensi. Makin banyak partikel padatan tertahan di filter, pressure drop akan semakin besar. Hal ini menyebabkan naiknya level air. Pada batas tertentu filter perlu dibersihkan agar operasi berlangsung normal. Pembersihan filter dilakukan dengan backwash. Filter ini berisi pasir silika dengan penempatan ukuran yang berbeda-beda tiap lapisannya. Untuk ukuran 0,2-0,6 mesh diposisikan di lapisan atas, kemudian dilanjutkan dengan pasir yang berukuran 2-3 mesh dan lapisan paling bawah menggunakan *gravel* dengan ukuran sekitar 3-5 mesh. Keluar dari sand filter air tersebut sudah sesuai spesifikasi yaitu soft water. Air dari tahap ini disimpan dalam tangki.

VII.1.1 Air Sanitasi

Air dari unit penyedia air yang digunakan untuk keperluan sanitasi di pabrik III sebelum masuk tangki drinking water di filter terlebih dahulu dengan karbon aktif dan diinjeksikan menggunakan klorin, serta dijaga pada pH 7. Berikut kebutuhan air sanitasi di plan AIF₃ :

- Air untuk karyawan : 10,846858 m³/hari

- Air untuk laboratorium : 3,254 m³/hari
- Air untuk pemadam kebakaran : 5,640 m³/hari
- Total air sanitasi : 28,201832 m³/hari

VII.1.2 Air Pendingin

Sistem cooling water merupakan sistem sirkulasi air panas yang telah digunakan sebagai pendinginan peralatan atau exchanger di pabrik, kemudian didinginkan dalam menara pendingin atau cooling tower. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat, diantaranya tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mempertahankan kondisi air agar seperti yang diinginkan, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- CaOPO₄, untuk mencegah terjadinya penggumpalan.
- Asam Sulfat, untuk mengatur keasaman.

Air pendingin dari cooling tower ditampung dalam basin. Kemudian, air pendingin dengan temperatur 30°C dikirim ke power generation dengan pompa untuk mendinginkan mesin-mesin di power generation. Setelah itu, air dengan temperatur 43°C kembali ke cooling tower lewat atas dan jatuh kembali ke basin melalui distributor splashing cup atau cawan pemercik hingga mencapai temperatur 30°C. Pendinginan dilakukan dengan udara yang dihembuskan dari bawah menara dengan bantuan fan dari bagian atas. Pada proses ini terjadi kehilangan air karena penguapan, drift (bintik air yang terbawa keluar menara oleh udara), dan blowdown. Blowdown dilakukan jika jumlah padatan total lebih besar daripada 1000 ppm, akumulasi silika lebih besar daripada 160 ppm, dan pH yang terlalu rendah. Untuk mengganti kehilangan air tersebut, maka ditambahkan air make up sebesar 179 m³/jam. Selain itu, dalam air pendingin ditambahkan bahan-bahan kimia seperti H₂SO₄ yang berfungsi untuk mengatur pH sehingga air memenuhi syarat proses.

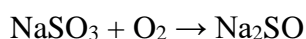
Kebutuhan air pendingin sebesar 77,171 m³/jam. Direncanakan air pendingin yang akan dipenuhi dengan ditambah sebesar 20% dari total kebutuhan air pendingin. Sehingga jumlah air pendingin yang dibutuhkan adalah 92,606 m³/hari.

VII.1.3 Air Umpan Boiler

Pengolahan air untuk boiler/ketel uap dilakukan secara:

1. Mekanis atau External Treatment Pengolahan ini terdiri dari sedimentasi, flokulasi-koagulasi, filtrasi (Water Intake Gunungsari Surabaya dan Babad), ion exchanger dan de aerasi (Demin Plant). Pengolahan demint plant secara spesifiknya yaitu dengan menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca²⁺, Mg²⁺, HCO³⁻, SO₄²⁻, Cl⁻, dan lain-lain dengan bantuan resin pada ion exchanger. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral untuk diproses lebih lanjut menjadi air proses. Air dari tangki disaring di carbon filter, kemudian air tersebut dialirkan ke *kation exchanger*. Setelah itu air tersebut dialirkan ke bagian atas degasifier disertai dengan menghembuskan udara dari blower yang berfungsi untuk menghilangkan kadar CO dan CO₂ melalui bagian bawah degasifier. Dari bagian bawah degasifier, air dipompakan ke bagian atas *anion exchanger*, lalu dialirkan ke *mixed bed exchanger*.

2. Kimiawi atau Internal Treatment Pengolahan ini bertujuan untuk mengurangi kemungkinan terbentuknya unsur penyebab kerak dan korosi. Cara pengolahan yaitu bahan kimia dimasukkan ke boiler feed water untuk merubah unsur yang berpotensi penyebab kerak menjadi sludge halus yang terdispersi dan mudah dikeluarkan melalui blow down. Unsur penyebab korosi O₂ terlarut dirubah menjadi senyawa sulfat yang tidak korosif. Reaksi yang terjadi adalah :



Produknya dapat dipakai untuk Boiler Feed Water. Di Plant AIF₃ Kebutuhan air umpan boiler

sebesar 26,161 m³/hari. Berikut spesifikasi air umpan boiler di unit AlF₃ :

Parameter	Kadar
pH	7
Residual Chlorie (ppm)	0,02
Total kesadahan (ppm)	0
Kesadahan Ca (CaCO ₃) (ppm)	0
Kekeruhan (ppm)	1,6
Besi (Fe) (ppm)	0

Boiler Feed Water yang berupa demin water dan kondensat dimasukkan ke dalam De Aerator untuk dinaikkan temperaturnya sampai 105°C dan sebagian uap dibuang ke atmosfer untuk mengeluarkan kandungan O₂ dan CO₂ karena oksigen merupakan salah satu penyebab korosi di dalam boiler. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke economizer sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai menjadi tekanan 10 bar, selanjutnya akan dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses. Steam ini salah satunya digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam heater dan kristallizer di unit AlF₃ dengan massa steam yang dibutuhkan : 20.894 kg/jam.

VII.1.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar di plan AlF₃ yaitu jenis gas alam dengan kebutuhan bahan bakar sebesar 254,819 lb/jam yang digunakan pada proses dehidrasi di rotary dryer.

VII.1.5 Penyediaan Listrik

Pada Power Generation Unit ini terdiri dari atas dua buah turbin uap. *High Pressure Turbin* dan *Condensing Turbin* yang masing masing digunakan untuk menggerakkan Turbin Generator. Untuk keperluan *Start Up* dan *Emergency Power* digunakan dua buah Diesel Generator dengan kapasitas masing-masing 2000 Kw. High Pressure Turbin mempunyai kapasitas 8500 Kw yang digerakkan oleh steam bertekanan 35 kb/cm² dan temperature 400 °C. Outlet steam dari High Pressure Turbin bertekanan 10 kg/cm² dan temperatur 270 °C digunakan untuk menggerakkan Condensing Turbin yang mempunyai kapasitas 11500 Kw. Hasil dari energi listrik tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik yang ada di pabrik 3 PT X salah satunya yaitu di unit AlF₃ dengan kebutuhan listrik sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan listrik} &= 193,184 + 116,684 + 16,667 \\ &= 326,53 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Apabila ditetapkan faktor keamanan sebesar 10\%, maka kebutuhan listrik total menjadi} \\ = 326,5353481 \text{ kW} + (10\% \times 326,5353481) \text{ kW} \\ = 359,1888829 \text{ kW} \end{aligned}$$

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VIII ANALISA EKONOMI

VIII.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses tiap alat dipengaruhi pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Besarnya harga alat dapat diperhitungkan sebagai berikut :

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tabel VIII. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Index
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	390,4

Dengan metode *Least Square (Perry, 3-84)*, dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2012. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan:

$$y = m \cdot x + c, \text{ dimana}$$

:y : tahun

m : index

harga :

konstanta

$$c = \frac{n \sum x^2 - (\sum x)^2}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} \sum y - \frac{\sum xy}{\sum x}$$

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari *Gulf Coast USA*, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

$$\text{Harga 2022} = \frac{\text{Index harga tahun 2022}}{\text{Index harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$$

VIII.2 Harga Bahan Baku dan Produk

Kapasitas produk : 12.600 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Pabrik beroperasi : 2026

Kebutuhan H_2SiF_6 : 1.494 kg/jam

Kebutuhan $\text{Al}(\text{OH})_3$: 2.011 kg/jam

Tabel VIII. 2 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan kg/jam	Harga/kg		Total harga	
			USD	Rp	USD/kg	Rp/kg
1	H_2SiF_6	1.494,17	\$0,335	Rp4.859	\$501	Rp7.260.429
2	$\text{Al}(\text{OH})_3$	2.010,54	\$0,277	Rp4.018	\$556,919	Rp8.078.106
Total Biaya Bahan Baku						Rp15.338.535

Tabel VIII. 3 Harga Penjualan Produk

Produk	Kapasitas	Harga Rp./kg	Harga (Rp./tahun)
	kg/thn		
AlF_3 98%	12.600.000	Rp 30.000	Rp 378.000.000.000

VIII.3 Penentuan Total Capital Investment

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam analisaekonomi ini adalah:

1. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2026.
2. Proses yang akan dijalankan proses batch.
3. Pembelian peralatan pada tahun 2024.
4. Kapasitas produksi adalah 12600 ton/tahun.
5. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun.
6. *Maintenance* pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
7. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun.
8. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.
9. Kurs rupiah yang dipakai Rp. 14.505 terhadap US\$.
10. Kapasitas produksi pabrik adalah 12.600.000 kg/tahun Ketentuan lain hasil perhitungan taksiran yang digunakan adalah :
 1. Total harga pengadaan peralatan proses pada tahun 2024 adalah sebesar Rp. 50.255.556.604
 2. Total harga utilitas meliputi steam dan udara, listrik, dan bahan bakar adalah Rp. 1.410.435.674.708
 3. Total biaya bahan baku pertahun adalah Rp 121.481.195.759
 4. Perhitungan hasil penjualan produk adalah Rp.352.800.000.000 pertahun.
 5. Total biaya gaji karyawan selama satu tahun adalah Rp. 9.000.000.000

VIII.3.1 Hasil Perhitungan *Total Capital Investment*

Tabel VIII. 4 Total Capital Investment

No	Pengeluaran	Range	%	dari	Biaya
A	Direct cost				
1	Pengadaan alat				Rp 72.870.557.076
2	Instrumen dan kontrol	6-30%	25%	ad 1	Rp 18.217.639.269
3	Isolasi	8-9%	8%	ad 1	Rp 5.829.644.566
4	Perpipaan ter-install	10-80%	65%	ad 1	Rp 47.365.862.099
5	Perlistrikan ter-install	8-20%	15%	ad 1	Rp 10.930.583.561
6	FOB	Jumlah 1-5			Rp 155.214.286.572
7	Ongkos angkutan kapal	5-15%	10%	ad 6	Rp 15.521.428.657
8	C dan F	Jumlah 6-7			Rp 170.735.715.229
9	Biaya asuransi	0,4-1%	1%	ad 8	Rp 1.707.357.152
10	CIF	Jumlah 8-9			Rp 172.443.072.382
11	Biaya angkutan barang ke plant side	10-20%	15%	ad 10	Rp 25.866.460.857
12	Pemasangan alat	35-45%	40%	ad 1	Rp 29.148.222.830
13	Bangunan Pabrik	10-70%	20%	ad 1	Rp 14.574.111.415
14	Service & yard	40-50%	40%	ad 1	Rp 29.148.222.830
15	Tanah	4-6%		ad 1	Rp 2.250.000.000
16	Direct cost	Jumlah 10-15			Rp 273.430.090.315
B	Indirect cost				
17	Engineering&supervision	5-15%	13%	ad 16	Rp 35.545.911.741
18	Ongkos kontraktor	7-20%	18%	ad 16	Rp 49.217.416.257
19	Biaya tak terduga	5-15%	10%	FCI	Rp 39.799.268.701
20	Indirect cost	Jumlah 17-19			Rp 124.562.596.699
C	Fixed Cost Investment				
21	FCI	Jumlah 16 dan 20			Rp 397.992.687.014
D	Working Capital Investemt				
22	WCI	10-20%	15%	TCI	Rp 70.234.003.591
E	Total Capital Investment				
23	TCI	Jumlah 21 dan 22			Rp 468.226.690.605

VIII.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost dihitung per kg.

Tabel VIII. 5 *Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Range	%	Dari	Biaya
Manufacturing cost					
1	Bahan Baku dan penunjangnya				Rp 9.641

2	Buruh pabrik langsung				Rp 714
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	10-25%	15%	Ongkos Buruh	Rp 71
4	Utilitas	10-20%	10%	TPC	Rp 111.939
5	Pemeliharaan dan perbaikan	2-10%	7%	FCI	Rp 1.579
6	Operating supplies	10-20%	15%	ad 5	Rp 158
7	Laboratorium	10-20%	15%	Ongkos Buruh	Rp 71
8	Patent and royalties	0-6%	1%	TPC	1%
Jumlah					Rp 124.175

Tabel VIII. 6 Fixed Charge

Fixed Charge					
1	Depresiasi		10%	FCI	Rp 3.159
2	Pajak lokal (kekayaan)	2-4%	1,50%	FCI	Rp 632
3	Asuransi	0,4-1%	1%		Rp 158
4	Sewa	8-10%	0	Harga tanah	0
Jumlah					Rp 3.948

Tabel VIII. 7 Plant Over-Head Cost

Plant over-head cost					
1	Ongkos buruh				Rp 714
2	Supervise				Rp 71
3	Pemeliharaan				Rp 1.579
4	Production cost : jumlah 1-3				Rp 2.365
5	Pengeluaran plant over-head cost		70%		Rp 1.656

Total Manufacturing cost = \sum manufacturing cost + Fixed charge + plant over
 Total Manufacturing cost = Rp 124.175 + 1% TPC + Rp 3.948 + Rp 1.656
 Total manufacturing cost = Rp 129.779 + 1% TPC

VIII.3.3 General Expenses

Tabel VIII. 8 General Expenses

1	Administrasi	15%	Rp11.292	Rp 1.693,82
2	Distribusi dan penjualan	0%	0	Rp -
3	Biaya R&D	2%	Rp 28.000	Rp 560,00
4	Financing	12%	Rp -	Rp -
Total General Expenses (GE)				Rp 2.253,82

TPC = Manufacturing + General Expenses
 TPC = Rp 131.113 + 1% TPC + Rp 2.253,82

99% TPC = Rp 132.033
 TPC = Rp 133.336
 TPC = Rp 4.212.609.696 / tahun

Sehingga :

Total Production Cost = Rp 4.212.609.696
 Manufacturing Cost = Rp 4.141.418.931
 General Expenses = Rp 71.190.765

VIII.4 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cashflow yang nilainya diproyeksikan pada masasekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut:

1. Modal

Modal Sendiri = 60%

Modal Pinjaman = 40%

2. Bunga Bank = 13%

3. Laju Inflasi = 8%

1. Masa Kontruksi 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 70% modal sendiri dan 30% modal pinjaman

- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman

2. Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara adistik dengan cara sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan berbagai hal uang muka

- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman.

3. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10%.

4. Umur pabrik diperkirakan selama 10 tahun dengan depresi 10%

5. Kapasitas produksi :

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

Tahun III = 100%

6. Pajak Pendapatan

Kurang dari : < Rp 50.000.000 = 10%

Rp 50.000.000 - Rp 100.000.000 = 15%

> - Rp 100.000.000 = 30%

(Pajak Pendapatan : Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2000)

VIII.4.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC – Depresiasi
 = Rp 133.366 – 3.158,67
 = Rp 130.207,80
 = Rp 4.112.837.601

Tabel VIII. 9 Biaya Operasi Kapasitas 60%, 80% dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 2.467.702.560,51
2	80%	Rp 3.290.270.080,68
3	100%	Rp 4.112.837.600,85

VIII.4.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir konstruksi adalah:

Tabel VIII. 10 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman Jumlah (Rp.)	Bunga	Jumlah (Rp.)
			13%	
-2	50%	93.645.338.121	0	93.645.338.121
-1	50%	93.645.338.121	12.173.893.956	105.819.232.077
0			25.930.394.126	25.930.394.126
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				225.394.964.323

Tabel VIII. 11 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri Jumlah (Rp.)	Inflasi	Jumlah (Rp.)
			8%	
-2	50%	140.468.007.181	0	140.468.007.181
-1	50%	140.468.007.181	11.237.440.575	151.705.447.756
0			23.373.876.395	23.373.876.395
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				315.547.331.332

Total Investasi = Modal pinjaman + Modal sendiri
 = Rp 225.394.964.323 + Rp 315.547.331.332
 = Rp 540.942.295.655

VIII.4.3 Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Tabel VIII. 12 *Internal Rate of Return (IRR)*

Tahun	Cashflow	Discounted Cash Flow	
		0,230623118	
-2			
-1			
0			
1	Rp 55.711.246.438	Rp	45.270.762.128
2	Rp 101.532.337.981	Rp	67.043.124.832
3	Rp 147.353.429.524	Rp	79.065.139.284
4	Rp 150.283.564.060	Rp	65.525.630.574
5	Rp 153.213.698.596	Rp	54.284.051.057
6	Rp 156.143.833.133	Rp	44.954.629.317
7	Rp 159.073.967.669	Rp	37.215.480.327

8	Rp	162.004.102.205	Rp	30.798.208.700
9	Rp	164.934.236.741	Rp	25.479.165.024
10	Rp	167.864.371.277	Rp	21.072.100.821
WCI	Rp	70.234.003.591	Rp	70.234.003.591
Total	Rp	238.098.374.868	Rp	540.942.295.655

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai $I = 23,06\%$

Harga I yang diperoleh lebih besar dari harga I untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga sebesar $= 13\%$.

VIII.4.4 Pay Out Time

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel VIII. 13 Pay Out Time (POT)

Tahun ke	Cash Flow	Comulative cash flow
1	Rp 55.711.246.438	Rp 55.711.246.438
2	Rp 101.532.337.981	Rp 157.243.584.418
3	Rp 147.353.429.524	Rp 304.597.013.942
4	Rp 150.283.564.060	Rp 454.880.578.002
5	Rp 153.213.698.596	Rp 608.094.276.599
6	Rp 156.143.833.133	Rp 764.238.109.731

Dari tabel diatas maka untuk investasi sebesar : Rp 540.942.295.655

Dengan cara interpolasi antara tahun ke 4 dan 5

Waktu pengembalian modal = 4,6 tahun

VIII.4.5 Break Event Point (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel VIII. 14 Break Event Point

Tahun ke	0	1
Kapasitas (%)	0	60%
Penjualan	0	Rp 211.680.000.000
Depresiasi	Rp 3.158.672.119	Rp 3.158.672.119
Bunga	Rp 29.301.345.362	Rp 26.371.210.826
Fixed charge	Rp 49.749.085.877	Rp 49.749.085.877
SVC	Rp 24.584.239.904	Rp 9.258.507.719
VC	0	Rp 73.748.621.260
TPC	Rp 106.793.343.262	Rp 162.286.097.801
Laba kotor	-Rp 106.793.343.262	Rp 49.393.902.199
Pajak	0	Rp 15.765.772.296
Laba bersih	-Rp 106.793.343.262	Rp 33.628.129.904
Cashflow	-Rp 103.634.671.143	Rp 36.786.802.023

Penentuan BEP dilakukan dengan cara interpolasi antara kapasitas 0% dan 60%. Sehingga didapatkan BEP sebesar 44%.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IX KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pabrik Aluminium Fluorida dari Asam Fluosilikat (H_2SiF_6) dan Aluminium Hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$) dengan proses basah, didapatkan kesimpulan sebagai berikut.

1. Kapasitas produksi Pabrik Aluminium Fluorida sebesar 12600 ton/tahun atau 41 ton/hari.
2. Pabrik Aluminium Fluorida terletak di Gresik, Jawa Timur.
3. Operasi Pabrik Aluminium Fluorida secara batch selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari.
4. Bahan baku dari Pabrik Aluminium Fluorida adalah Asam Fluosilikat (H_2SiF_6) dan Aluminium Hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$).
5. Limbah yang dihasilkan adalah gas HF yang diperoleh dari reaksi yang terjadi pada reaktor R-210A/B. Limbah cair berupa air buangan sanitasi dan limbah buangan proses pemisahan di sentrifuge 2 (H-320). Limbah padat yang berasal dari limbah domestik berupa sampah-sampah dari keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastic
6. Penambahan controller suhu di kristalizer agar suhu terjaga dari 100°C menjadi 90°C . Optimasi ini dapat mengurangi pembentukan kristal cacat hingga 54,3% jumlah kandungan kristal yang cacat hanya 129,61 kg/jam dan meningkatkan *yield* kristalisasi sampai 98,649%. Selain itu, kebutuhan steam yang dibutuhkan berkurang sehingga dapat mengurangi biaya kebutuhan utilitas sebesar Rp 8.407.081.015
7. Analisa Ekonomi di dapatkan *Break Event Point* (BEP) sebesar 44% dengan waktu pengembalian modal adalah 4,6 tahun dan IRR 23,06%

DAFTAR PUSTAKA

- Abdelaali. (2016), “*Fluosilicic Acid: Recovery System and Aluminum Fluoride production*”, No. November.
- Aldaco, R., Garea, A., Fernández, I. and Irabien, Á. (2005), “*Fluoride reuse in aluminum trifluoride manufacture: Sustainability criteria*”, *AIChE Annual Meeting, Conference Proceedings*, pp. 13097–13106.
- Badan Standarisasi Nasional Indonesia. 1992. *Aluminium Fluorida (SNI 06-2603-1992)*. Jakarta: BSN.
- Cabe, Mc, W.L, Smith, J.C Harriot P. 1985. “*Unit Operation of Chemical Engineering*”. Singapore: Mc Graw Hill International Book Coulson and Richardson, 2005, “*Chemical Engineering Design vol 6*”, New York: Elsevier.
- Dreveton, A. (2012), “*Manufacture of aluminium fluoride of high density and anhydrous hydrofluoric acid from fluosilicic acid*”, *Procedia Engineering*, Vol. 46 No. December 2012, pp. 255–265.
- Geankoplis, Christie J.1993. “*Transport Process and Unit Operation*”, 3rd ed. USA: Prentice hall. Himmelblau, D.M., 1982, “*Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*”, 4th edition, Englewood Cliff: Prentice Hall.
- Green, D., and Perry, R. 2007. *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*, Edisi ke-8. McGraw-Hill, New York
- Himmelblau, D.M. 1989. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, 6th Edition. Singapura: Prentice-Hall International.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Company*. Japan.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Industri Kimia*. Surabaya: ITS Press
- Perry, R.H and C.H.Chilton. 1973. “*Chemical Engineers’ Handbook*” 7th ed. New York: McGraw Hill Book Co
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., and West, R. E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineering 5 th edition*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Ulrich, G.D. 1984. “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*”. New York: John Willey & Sons.
- Inalum. (2019), *Menjalin Sinergi Membangun Negeri*.
www.matche.com/equipscost/EquipmentIndex.html. Diakses pada 23 Mei 2022

BIODATA PENULIS



Muhammad Rizaldi Fairuz Ghazy, penulis dilahirkan di Mojokerto, pada tanggal 29 Agustus 1999. Dengan alamat Jl. Jolotundo , Rt 04/Rw 02, Desa Srigading, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur. Penulis telah menempuh pendidikan formal diantaranya TK Masyitoh, SDN Mojosari I, SMP Negeri 1 Ngoro, SMA Negeri 1 Sooko. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Teknologi Rekayasa Industri Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, FV- ITS dengan Nomer Registrasi 10411810000055. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri FV-ITS sebagai Staff Departemen Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa 2019/2020, pada periode 2020/2021 diamanahi menjadi

Ketua Departemen Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa. Serta aktif mengikuti beberapa seminar, pelatihan, dan kepanitiaan di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas, maupun Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PDAM-Karang Pilang

Email : rizaldifairuzghazy99@gmail.com

No.HP : 081216295644

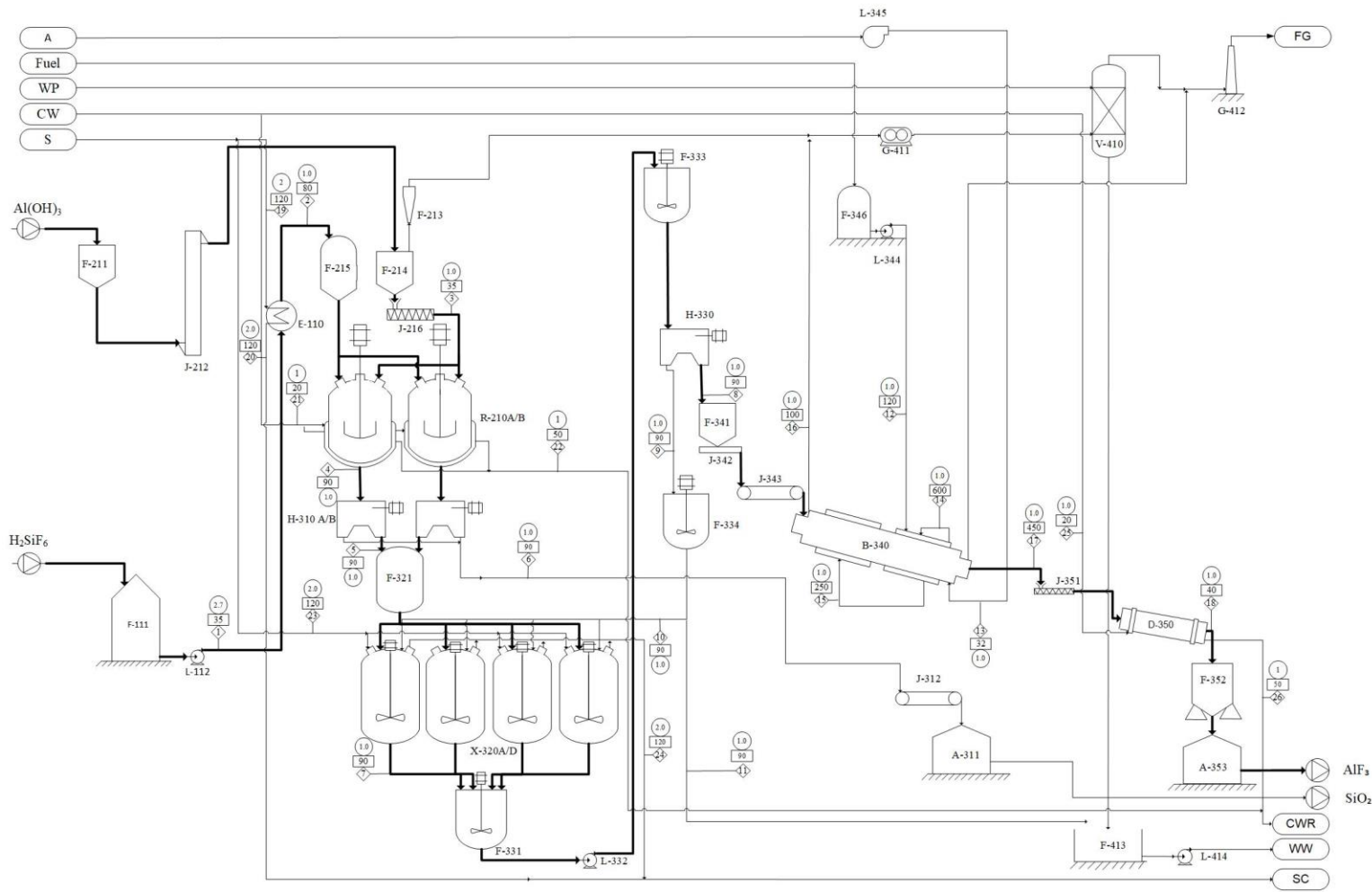


Septiana Nanda Siska L, penulis dilahirkan di Kediri, pada tanggal 15 September 1999. Dengan alamat rumah Pondok Sidokare Indah Rt 38 Rw 11 Kec. Sidoarjo. Kab. Sidoarjo. Penulis telah menempuh pendidikan formal di antaranya SDN Sidokare 3, SMPN 5 Sidoarjo, SMAN 4 Sidoarjo. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Teknologi Rekayasa Industri Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, FV- ITS pada tahun 2018 dengan Nomer Registrasi 10411810000019. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Koordinator Sponsorship BSO ICHEVO Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri tahun 2019-2020, Chief Financial Organizer BSO ICHEVO Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri tahun 2020-2021. Penulis pernah mengikuti magang

di PDAM Karang Pilang Surabaya ditempatkan dibagian laboratorium.

Email : Septianananda96@gmail.com

No.HP : 085733131286



KETERANGAN	
ALIRAN PROSES	ALIRAN PROSES
CW	Cooling Water
WP	Water Process
S	Steam
Fuel	Fuel
A	Udara Kering
	Bahan Baku
	Produk
CWR	Cooling Water Return
WW	Waste Water
SC	Steam Condensate
	Nomor Aliran
	Suhu (C)
	Tekanan (Bar)

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah
1	E-110	Heat Exchanger	1
2	F-111	Tanki H ₂ SiF ₆	1
3	L-112	Pompa Sentrifugal	1
4	R-210 A/B	Reaktor	2
5	F-211	Tanki Al(OH) ₃	1
6	J-212	Bucket Elevator	1
7	F-213	Cyclone	1
8	F-214	Bin Hopper Al(OH) ₃	1
9	F-215	Bin Hopper H ₂ SiF ₆	1
10	J-216	Screw Feeder	1
11	H-310 A/B	Centrifuge	2
12	F-311	Storage SiO ₂	1
13	J-312	Belt Conveyor	1
14	X-320 A/D	Crystrifier	4
15	F-321	Collection Tank	1
16	H-330	Centrifuge	1
17	F-331	Collection Tank	1
18	L-332	Pompa Sentrifugal	1
19	F-333	AlF ₃ 3H ₂ O Shary Distributor	1
20	F-334	Tangki Mother Ligor	1
21	B-340	Rotary Drying	1
22	F-341	Hopper AlF ₃ 3H ₂ O	1
23	J-342	Table Feeder	1
24	J-343	Belt Conveyor	1
25	L-344	Pompa Sentrifugal	1
26	L-345	Fan	1
27	F-346	Fuel Tank	1
28	E-350	Rotary Cooler	1
29	J-351	Screw Conveyor	1
30	F-352	Weighter	1
31	A-353	Storage AlF ₃	1
32	V-410	Scrabber	1
33	G-411	Rotary Blower	1
34	G-412	Stack	1
35	F-413	Tanki Limbah Cair	1
36	L-414	Pompa Sentrifugal	1

Keterangan
 Process Flow Diagram
Optimasi Proses Kristalisasi Terhadap Suhu Operasi Untuk Meningkatkan Pembentukan Kristal AlF₃
 Disusun Oleh: Dosen Pembimbing:
 Septiana Nurda Siska L. Dr. Ir. Lidy Pudjastum, M.T.
 (1041181000019) NIP 19580703 198502 2 001
 M. Rizaldi Fauz Ghazy Dr. Afan Hamzah, S.T.
 (1041181000055) NPP 1993202011027
 Departemen Teknik Kimia Industri
 Fakultas Vokasi
 Institut Teknologi Sepuluh Nopember
 Surabaya
 2022

Aliran	<1>	<2>	<3>	<4>	<5>	<6>	<7>	<8>	<9>	<10>	<11>	<12>	<13>	<14>	<15>	<17>	<19>	<20>	<21>	<22>	
Suhu °C	35	35	80	35	35	90	83.5	83.5	83.5	1	3	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Tekanan	2.7	2.7	1	5	1	1	1	1	1	100	100	92.5	92.5	92.5	92.5	32	250	100	450	70	
Komponen	Flow Rate (kg/hr)																				
H ₂ SiF ₆	1502.39	1502.39	1502.39	0.00	0.00	35.46	35.46	0	35.46	70.91	70.91	70.91	70.91	70.91	0.00	0	0	0	0.00	0.00	
Al(OH) ₃	0.00	0.00	0.00	1627.58	1627.58	38.41	38.41	0	38.41	76.82	76.82	76.82	76.82	76.82	0.00	0	0	0	0.00	0.00	
AF ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1711.42	1687.42	24	1687.42	37.02	37.02	26.50	26.50	10.51	0	0	0	0	1674.17	1674.17	
AF ₃ ·3H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0	0.00	2733.14	2733.14	0.00	0.00	0.00	2733.14	0	0	0	0.00	0.00	
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	3.30	3.30	614.53	128.53	486.00	128.53	253.63	253.63	250.22	250.22	250.22	3.42	0	0	0	0.00	0.00	
H ₂ O	6844.20	6844.20	6844.20	21.48	21.48	7359.15	7359.15	240	7359.15	12355.49	12355.49	12131.67	12131.67	12131.67	223.82	4.256614	1084.31	1266.82	3.42	3.42	
Udara	0.00	0.00	0.00	0	0.00	0	0	0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3982.8	3982.8	3982.80	30.75	30.75	
Total	8346.59	8346.59	8346.59	1652.37	1652.37	9998.96	9248.96	750.00	9248.96	15527.02	15527.02	12556.12	12556.12	12556.12	2970.90	3987.06	5067.11	5249.62	1708.33	1708.33	

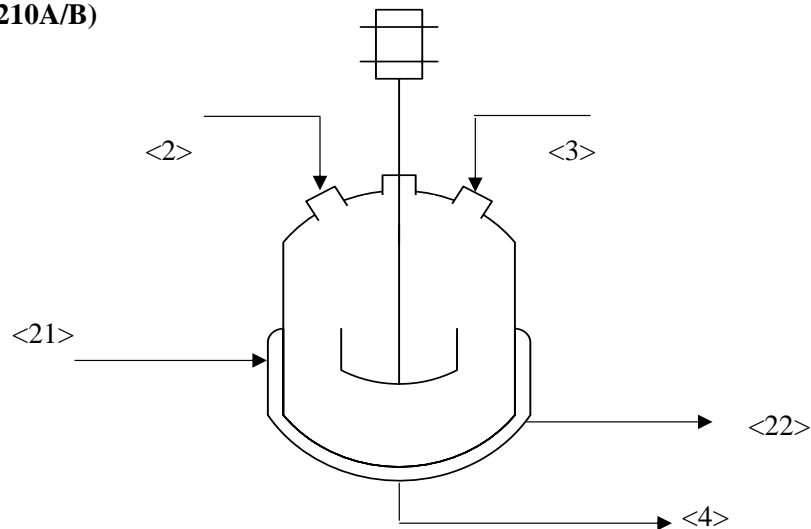
APPENDIKS A
NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 12,600 ton/tahun
 Jumlah Hari Kerja = 330 hari
 1 hari = 24 jam
 Kapasitas produksi = 41 ton/hari
 = 1708.33 kg/jam
 Mol Produksi AlF_3 = 20.752 kmol/jam
 Berat Molekul (BM)
 H_2SiF_6 = 144.000 kg/kmol
 $\text{Al}(\text{OH})_3$ = 78.000 kg/kmol
 AlF_3 = 84.000 kg/kmol
 $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ = 138.000 kg/kmol
 SiO_2 = 60.000 kg/kmol
 H_2O = 18.000 kg/kmol

Bahan Baku :

18% H_2SiF_6 = 1494 kg/jam
 98.5% $\text{Al}(\text{OH})_3$ = 2011 kg/jam

1 Reaktor (R-210A/B)



Gambar 1. Reaktor (R-210A/B)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi

Aliran

<2> : Bahan baku H₂SiF₆ 18% w ; H₂O 82 % w

<3> : Bahan baku Al(OH)₃ 98,5% w ; SiO₂ 0,2 % w ; H₂O 1,3 % w

<4> : Hasil reaksi

<21> : Cooling Water

<22> : Cooling Water Return

Kondisi Operasi :

Temperatur = 90 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Massa :

Input - Output + Generasi - Konsumsi = Akumulasi

Akumulasi = 0, Input = <3> + <5>, Output = <6>, maka

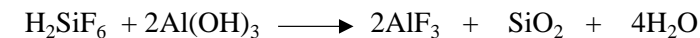
(<3> + <5>) - <6> + Generasi - Konsumsi = 0

$H_2SiF_{6(aq)} + 2Al(OH)_{3(s)} \rightarrow 2AlF_{3(s)} + SiO_{2(s)} + 4H_2O_{(l)}$ Konversi Overall
 perhitungan mol reaksi 97% x 83%

	2Al(OH) ₃	+ H ₂ SiF ₆	→	2AlF ₃	+ SiO ₂	+ 4H ₂ O	
M	25.776	10.376					
R	20.75	10.376		20.75	10.376	41.505	
P	5.023764	0		20.752	10.376	41.505	

2. Generasi, Konsumsi, dan Output

Reaksi yang terjadi



M	10.38	25.78	-	0.07	379.63	97%
R	10.06	20.13	20.13	10.06	40.26	Konversi Reaksi
S	0.31	5.65	20.13	10.13	419.89	

Data diatas disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-1.1 Neraca Massa Input Reaktor (R-210A/B)

Komponen	BM	Input					
		<2>			<3>		
		%w	kg/jam	kmol/jam	%w	kg/jam	kmol/jam
H ₂ SiF ₆	144	18.0%	1494.2	10.376	0	0	0
Al(OH) ₃	78	0	0	0	98.5%	2010.54	25.776

AlF ₃	84	0	0	0	0	0	0
SiO ₂	60	0	0	0	0.2%	4.082	0.068
H ₂ O	18	82.0%	6806.8	378.2	1.3%	26.535	1.474
Total		100%	8300.9		100%	2041.2	

Komponen	BM	Konsumsi		Generasi		Output <4>		
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	%w	kg/jam	kmol/jam
H ₂ SiF ₆	144	-1449	-10.065	0	0	0.43	44.8	0.311
Al(OH) ₃	78	-1570	-20.130	0	0	4.26	440.414	5.646
AlF ₃	84	0	0	1691	20.130	16.35	1690.9	20.130
SiO ₂	60	0	0	604	10.065	5.88	607.976	10.133
H ₂ O	18	0	0	725	40.26	73.08	7557.98	419.888
Total		-3019		3019		100.0	10342	

Tabel A-1.2 Neraca Massa Total Reaktor (R-210)

Input		Output	
<3>	= 8300.939	<6>	= 10342.1
<5>	= 2041.154	Generasi	= 3019.467
Konsumsi	= 3019.47		
Total	= 13361.560	Total	= 13361.560

Neraca Massa per reaktor (R-210A)

Proses pemisahan berlangsung batch, batch time 15 menit & cycle time 20 menit

maka digunakan 2 reaktor sehingga mass flow <2>, <3>, dan <4> menjadi 33,3% nya

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 3 \rangle &= 8301 \times 0.333 \\ &= 2766.98 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 5 \rangle &= 2041.15 \times 0.333 \\ &= 680.3847 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 6 \rangle &= 10342.1 \times 0.333 \\ &= 3447.365 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Generasi} &= 3019.5 \times 0.333 \\ &= 1006.5 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi} &= 3019.5 \times 0.333 \\ &= 1006.489 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas maka dapat diperoleh sebagai berikut

Tabel A-1.3. Neraca Massa Reaktor (R-210 A)

Komponen	Input				Output	
	<2>		<3>		<4>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.18	498.06	0	0	0.43	14.94
Al(OH) ₃	0	0	0.99	670.179	4.26	146.805
AlF ₃	0	0	0	0.000	16.35	563.634
SiO ₂	0	0	0	1.361	5.88	202.659
H ₂ O	0.82	2268.9	0.01	8.845	73.08	2519.326
Total	1.0	2767.0	1.0	680.4	100.0	3447.4

Diperoleh Neraca Massa Reaktor R-210A

$$(<2> + <3>) - <4> + \text{Generasi} - \text{Konsumsi} = 0$$

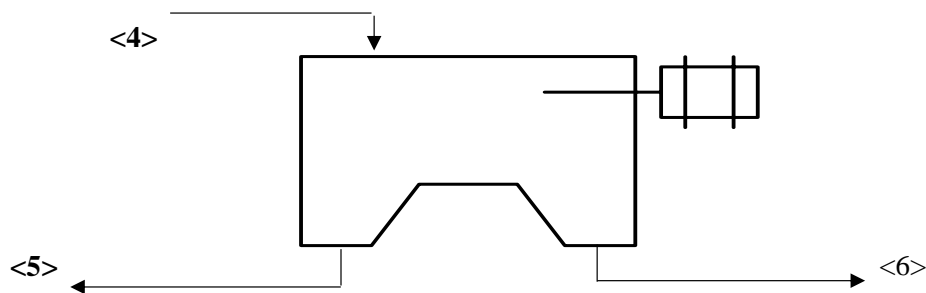
$$2766.980 + 680.385 - 3447.36 + 1006.49 - 1006.489 = 0$$

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-1.4. Neraca Massa Total Reaktor

Input		Output	
<2> =	2766.980	<4> =	3447.365
<3> =	680.385	Generasi =	1006.489
Konsumsi =	1006.489		
Total =	4453.853	Total =	4453.853

2 Sentrifuge (H-310 A/B)



Gambar 2. Sentrifuge 1 (H-310)

Fungsi : Pemisahan SiO₂

Asumsi : Volume hot water vessel = 20.423 kg/jam

Aliran

<4> : Hasil reaksi

<5> : Hasil pemisahan

<6> : Produk samping SiO_2 67 %w, H_2O 30 %w, AlF_3 3%

Kondisi Operasi :

Temperatur = 80 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Massa :

Input - Output + Generation - Consumption = Accumulation

1. Input

Frakasi massa (%w) dan mass flow aliran <3> sesuai tabel A-5.3

Data diatas dapat disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-2.1 Neraca Massa Sentrifuge 1 (H-310 A/B)

Komponen	Input		Output			
	<4>		<5>		<6>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H_2SiF_6	0.43	44.83	0.47	44.825	0	0
$\text{Al}(\text{OH})_3$	4.26	440.41	4.59	440.414	0	0
AlF_3	16.35	1690.90	17.39	1668.40	3.00	22.500
SiO_2	5.88	607.98	1.10	105.476	67.00	502.500
H_2O	73.08	7557.98	76.45	7332.98	30.00	225.000
Total	100.0	10342.1	100.0	9592.1	100.0	750.000

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-2.2. Neraca Massa Total Sentrifuge H-310 A/B

Input		Output	
<4>	= 10342.094	<5>	= 9592.094
		<6>	= 750.000
Total	= 10342.094	Total	= 10342.094

Neraca Massa per Sentrifuge

Proses pemisahan berlangsung batch, batch time 15 menit dan cycle time 20 menit
 maka digunakan 2 sentrifuge sehingga mass flow menjadi 33,3% nya

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 4 \rangle &= 10342.09 \times 0.333 \\ &= 3447.365 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 5 \rangle &= 9592.09 \times 0.333 \\ &= 3197.365 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass flow } \langle 6 \rangle &= 750.000 \times 0.333 \\ &= 250 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas maka dapat diperoleh sebagai berikut

Tabel A-2.3. Neraca Massa Sentrifuge H-310 A

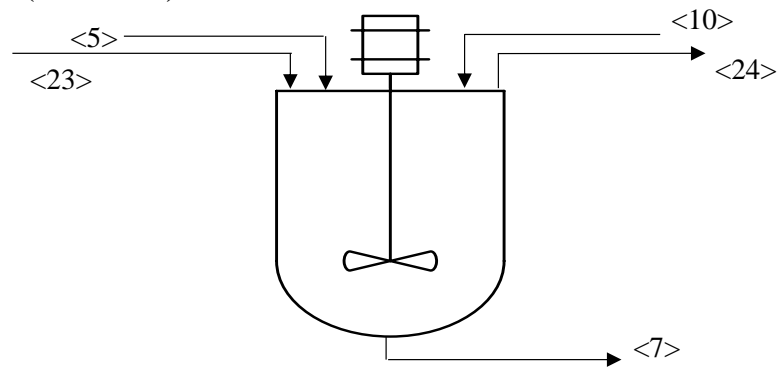
Komponen	Input		Output			
	<4>		<5>		<6>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.43	14.942	0.47	14.942	0	0
Al(OH) ₃	4.26	146.805	4.59	146.805	0	0
AlF ₃	16.35	563.634	17.39	556.134	3.00	7.500
SiO ₂	5.88	202.659	1.10	35.159	67.00	167.500
H ₂ O	73.08	2519.33	76.45	2444.33	30.00	75.000
Total	100.0	3447.36	100.0	3197.36	100.0	250.000

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-2.4. Neraca Massa Total Sentrifuge (H-310 A)

Input		Output	
<4>	= 3447.365	<5>	= 3197.365
		<6>	= 250.000
Total	= 3447.365	Total	= 3447.365

3 Kristaliser (X-320 A/D)



Gambar 3. Kristaliser (X-320 A/D)

Fungsi : Menghasil kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$

Asumsi : tidak ada H_2SiF_6 yang terikut steam kondensat

Aliran :

<5> : Hasil pemisahan

<7> : Hasil kristalisasi

<10> : Recycle Mother Liquor

<23> : Saturated Steam

<24> : Steam kondensat

Kondisi Operasi :

Temperatur = 100 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Massa :

Input - Output + Generasi - Konsumsi = Akumulasi

	AlF_3	+	$3\text{H}_2\text{O}$	→	$\text{AlF}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	Konversi	83%
M	19.862		407.39				
R	16.485		49.46		16.485		
P	3.3765		357.93		16.485		

Menyelesaikan Kristaliser (X-320 A/D)

1. Input

Stream <9>, <14>, dan <27> telah tertera di tabel A-8 dan A-8.1.

2. Output

Tanpa recycle

Tabel A-3.1. Neraca Massa Kristaliser (X-320 A/D)

Komponen	Input		Output		Konsumsi	Generasi
	<5>		<7>			
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.47	44.83	0.47	44.83	0	0
Al(OH) ₃	4.59	440.41	4.59	440.41	0	0
AlF ₃	17.39	1668.40	2.96	283.63	1384.773	0
AlF ₃ .3H ₂ O	0.00	0.00	23.72	2274.98	0	2274.984
SiO ₂	1.10	105.48	1.10	105.48	0	0
H ₂ O	76.45	7332.98	67.17	6442.77	890.211	0
Total	100.0	9592.1	100.0	9592.1	2274.984	2274.984

Tabel A-3.2. Neraca Massa Total Kristaliser (X-320A/D)

Input		Output	
<5> =	9592.094	<7> =	9592.094
Konsumsi =	2274.984	Generasi =	2274.984
Total =	11867.078	Total =	11867.078

Dengan Recycle

Tabel A-3.3. Neraca Massa Kristaliser (X-320 A/D)

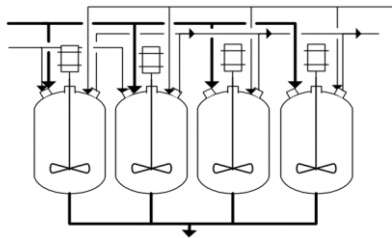
Komponen	Input				Konsumsi	Generasi
	<5>		<10>			
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.37	22.41	0.63	22.41	0	0
Al(OH) ₃	3.65	220.21	1.83	220.21	0	0
AlF ₃	40.14	2421.13	3.86	137.49	1384.773	0
AlF ₃ .3H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0	2274.984
SiO ₂	0.90	54.22	1.44	51.25	0	0
H ₂ O	54.94	3314.48	87.88	3128.28	890.211	0
Total	100.0	6032.45	100.0	3559.64	2274.984	2274.984

Komponen	Output	
	<7>	
	%w	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.47	44.83
Al(OH) ₃	4.59	440.41
AlF ₃	2.96	283.63
AlF ₃ .3H ₂ O	23.72	2274.98
SiO ₂	1.10	105.48
H ₂ O	67.17	6442.77
Total	100.0	9592.1

Tabel A-3.4. Neraca Massa Total Kristaliser (X-320A/D)

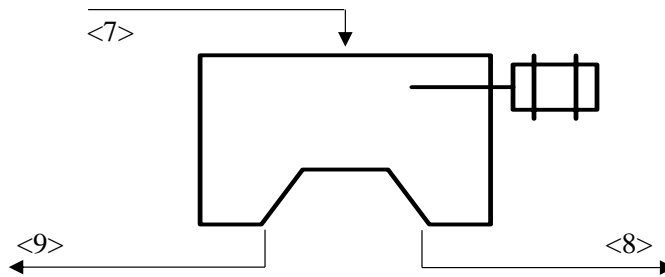
Input		Output	
<5> =	6032.451	<7> =	9592.094
Recycle =	3559.642	Generasi =	2274.984
Konsumsi =	2274.984		
Total =	11867.078	Total =	11867.078

Proses kristalisasi secara batch dengan batch time 4 jam x 60 menit =240 menit
 Kristaliser yang dibutuhkan sebanyak 4 buah. Jika digunakan 4 buah maka massa tiap kristaliser adalah rate dalam 1 jam.



Gambar 3.1 Kristaliser (X-320 A/D)

4 Sentrifuge 2



Gambar 4. Sentrifuge 2 (H-320)

Fungsi : Memisahkan kristal AlF_3

Asumsi : -

Aliran

<7> : Hasil kristalisasi

<8> : Kristal $AlF_3 \cdot 3H_2O$

<9> : Mother Liquor

Kondisi Operasi

Temperatur = 100 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Massa :

Input - Output + Generation - Consumption = Accumulation

Accumulation = 0, Input = <7>, Output = <8> + <9>, Generasi=0, Konsumsi=0,

<7> - (<8> + <9>) = 0

1. Input

Fraksi massa dan mass flow aliran <7> sesuai tabel A-3.3

2. Output

Tabel A-4.1 Neraca Massa Sentrifuge 2 (H-320)

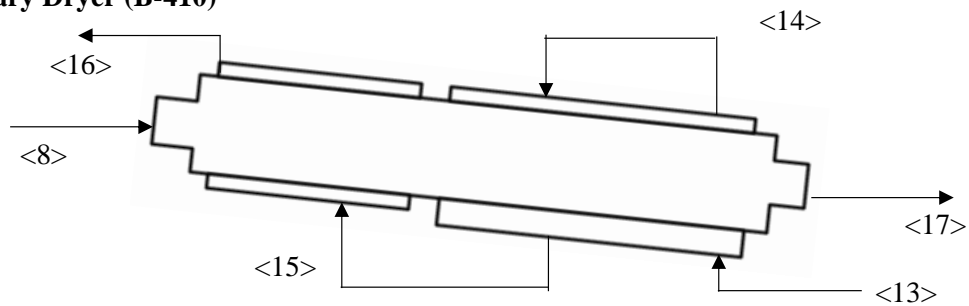
Komponen	Input		Output			
	<7>		<9>		<8>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H_2SiF_6	0.47	44.825	0.63	44.83	0	0
$Al(OH)_3$	4.59	440.414	6.19	440.41	0	0
AlF_3	2.96	283.628	3.86	274.97	0.35	8.655
$AlF_3 \cdot 3H_2O$	23.72	2274.984	0.00	0.00	92.0	2274.98
SiO_2	1.10	105.476	1.44	102.51	0.12	2.967
H_2O	67.17	6442.766	87.88	6256.56	7.5	186.20
Total	100.0	9592.094	100.0	7119.284	100.0	2472.81

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-4.2. Neraca Massa Sentrifuge 2 (F-320)

Input		Output	
<7>	= 9592.094	<9>	= 7119.284
		<8>	= 2472.809
Total	= 9592.09	Total	= 9592.09

5. Rotary Dryer (B-410)



Gambar 5. Rotary Dryer (B-340)

Fungsi : Menghilangkan hidrat dari kristal AlF_3

Asumsi : H_2O dalam produk merupakan hidrat AlF_3

Aliran

<8> : Solid $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$

<13> : Udara Kering , 25% Relative Humid, 0,05 kg H_2O /kg Dry Air

<16> : Udara Vent, 60% RH, 0,6 kg H_2O /kg Dry Air

<17> : AlF_3 98%w

Kondisi Operasi

Temperatur = 350 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Massa Overall System Calciner :

Input - Output + Generation - Consumption = Accumulation

1. Input

Menghitung Humidity udara masuk burner

Perhitungan Relative Humidity

Percentage relative humidity udara (Hg) = 67 % (di lihat dari daerahnya)

Perhitungan partial pressure (Pa) of water vapor pada udara kering

Suhu masuk dryer = 32 °C

Vapor pressure (Pas) of water = 4.72 kPa

Total pressure (P) = 101.325 kPa

$$H_R = 100 \times \frac{P_A}{P_{AS}}$$

$$67 = 100 \times \frac{P_A}{4.720}$$

$$P_A = 3.1624 \text{ kPa}$$

Perhitungan humidity udara masuk

$$H = \frac{18.02}{28.97} \times \frac{P_A}{P - P_A}$$

$$= 0.622 \times 0.0322$$

$$= 0.02 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$$

Massa udara = 9751.92033 kg/jam

Humidity keluar burner (600 °C) = 0.001069 kg dry air

Data diatas disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-5.1 Neraca Massa Rotary Dryer (C-340)

Komponen	Input				Output			
	<8>		<13>		<16>		<17>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000
Al(OH) ₃	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000
AlF ₃	0.35	8.655	0.00	0.000	0.00	0.000	98.00	1674.17
AlF ₃ .3H ₂ O	92.00	2274.98	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
SiO ₂	0.12	2.967	0.00	0.000	0.00	0.000	0.20	3.42
H ₂ O	7.53	186.203	0.11	10.422	24.13	774.90	1.80	30.75
Udara	0.00	0.000	99.89	9751.9	75.87	9751.92	0.00	0.000
Total	100.0	2472.81	100.0	9762.3	100.0	10526.8	100.0	1708.33
Humidity (kg H ₂ O/kg Dry air)			0.001		0.079			

Neraca Massa :

$$<8> + <13> - (<16> + <17>) = 0$$

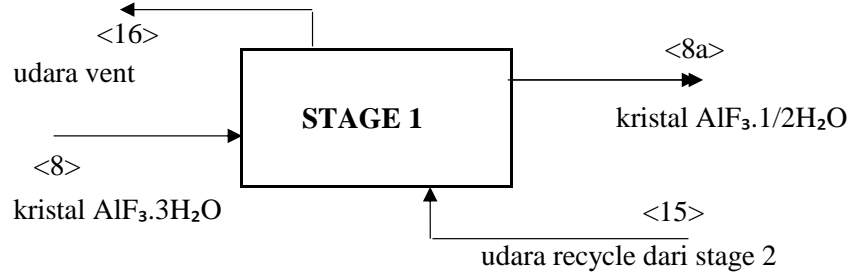
$$2472.809 + 9762.34 - 10526.82 - 1708.33 = 0$$

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-5.2 Neraca Massa Total Rotary Dryer (C-340)

Input		Output	
<15>	= 2472.809	<17>	= 10526.819
<16>	= 9762.343	<18>	= 1708.333
Total	= 12235.152	Total	= 12235.152

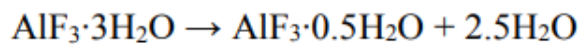
Neraca Massa Stage 1



Aliran

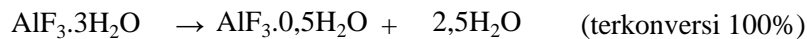
- <8> : kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
- <8a> : kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
- <15> : UK recycle dari stage 2
- <16> : Udara vent

Stage 1 : mengurangi kandungan air dari kristal $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ menjadi $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ dengan melepas $2.5\text{H}_2\text{O}$



$$\text{BM AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O} = 138 \text{ gr/mol}$$

$$\text{BM AlF}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O} = 93 \text{ gr/mol}$$



$$\text{m} \quad 16.4853944$$

$$\text{r} \quad 16.4853944 \quad \mathbf{16.4853944} \quad \mathbf{41.213}$$

$$\text{s} \quad 0 \quad \mathbf{16.4853944} \quad \mathbf{41.213}$$

$$\text{Massa AlF}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O} = \text{Mol AlF}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O} \text{ } <8> \text{ x BM AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$$

$$<8> \text{ a} = 16.485 \text{ x } 93.000$$

$$= 1533.142 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } 2.5\text{H}_2\text{O} = \text{Mol } 2.5\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk x BM H}_2\text{O}$$

$$\text{(removed water)} = 41.213 \text{ x } 18.000$$

$$= 741.843 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Massa AlF}_3 \text{ <8> } a = \text{Massa AlF}_3 \text{ Aliran <8>}$$

$$= 8.655 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O <8> } a = \text{Massa H}_2\text{O <8> } + \text{Massa H}_2\text{O <15>} - \text{Massa H}_2\text{O <16>}$$

$$= 186.203 + 616.11 - 774.9$$

$$= 27.412 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O <15>} = \text{Massa H}_2\text{O <16>} - \text{Massa H}_2\text{O <8>} -$$

$$\text{Massa H}_2\text{O removed Stage 2}$$

$$= 774.898 - 10.422 - 148.369$$

$$= 616.107 \text{ kg/jam}$$

Data diatas disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-5.3 Neraca Massa Dryer Stage 1 B-410

Komponen	Input				Output			
	<8>		<15>		<16>		<8a>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H ₂ SiF ₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000
Al(OH) ₃	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000
AlF ₃	0.35	8.655	0.00	0.000	0.00	0.000	0.55	8.655
AlF ₃ .3H ₂ O	92.00	2274.98	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
AlF ₃ .1/2H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.000	0.00	0.000	97.52	1533.14
SiO ₂	0.12	2.967	0.00	0.000	0.00	0.000	0.19	2.967
H ₂ O	7.53	186.203	5.94	616.1	24.13	774.9	1.74	27.41
Udara	0.00	0.000	94.06	9751.92	75.87	9751.9	0.00	0.000
Total	100.0	2472.8	100.0	10368.0	100.0	10526.8	100.0	1572.18

humidity 0.063178047 0.079

Neraca Massa :

$$\text{<15>} + \text{<19>} - (\text{<15a>} + \text{<20>}) = 0$$

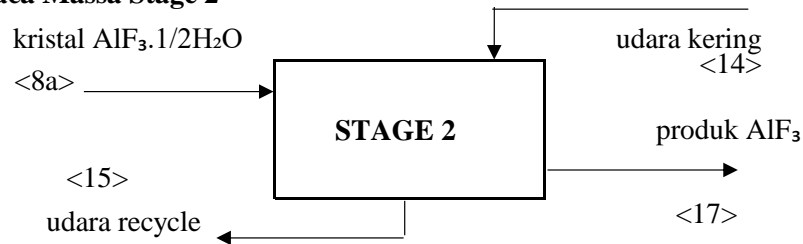
$$2472.809 + 10368.03 - 1572.18 - 10526.82 = 0$$

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-5.4 Neraca Massa Total Rotary Dryer (C-340)

Input		Output	
<15>	= 2472.809	<15a>	= 1572.176
<19>	= 10368.028	<20>	= 10526.819
		Generasi	= 741.843
Total	= 12840.837	Total	= 12840.837

Neraca Massa Stage 2



Aliran

<8a> : Kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$

<17> : Kristal AlF_3

<15> : udara recycle

<14> : udara kering

Stage 2 : untuk mengurangi kandungan air dari kristal $\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ menjadi AlF_3

BM $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ = 138 gr/mol

BM $\text{AlF}_3 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$ = 93 gr/mol

BM AlF_3 = 84 gr/mol

	$\text{AlF}_3 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$	\rightarrow	AlF_3	+	$0,5\text{H}_2\text{O}$	(terkonversi 100%)
m	16.4853944					
r	16.4853944		16.4854		8.243	
s	0		16.4854		8.243	

Massa AlF_3 . = Mol AlF_3 <21> x BM AlF_3

<17> (Produk AlF_3) = 16.4854 x 84
= 1384.77 **kg/mol**

Massa $0,5\text{H}_2\text{O}$ = Mol $2,5\text{H}_2\text{O}$ terbentuk x BM H_2O

(teruapkan) = 8.2427 x 18.0000
= 148.3685

Data diatas disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-5.5 Neraca Massa Dryer Stage 2 B-410

Komponen	Input				Output			
	<8a>		<14>		<15>		<17>	
	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam	%w	kg/jam
H_2SiF_6	0	0	0	0	0	0	0	0
$\text{Al}(\text{OH})_3$	0	0	0	0	0	0	0	0

AlF ₃	0.55	8.655	0	0	0	0	98.00	1674.17
AlF ₃ .1/2H ₂ O	0.00	1533.14	0	0	0	0	0	0
SiO ₂	0.19	2.967	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	1.74	27.412	0.11	10.42	5.94	616.1	0.20	3.417
Udara	0.00	0.000	99.89	9751.92	94.06	9751.9	1.80	30.750
Total	2.5	1572.18	100.0	9762.3	100.0	10368.0	100.0	1708.33
				0.0011		0.06318		

Neraca Massa :

$$\langle 8a \rangle + \langle 14 \rangle - (\langle 15 \rangle + \langle 17 \rangle) = 0$$

$$1572.176 + 9762.343 - 10368.03 - 1708.333 = 0$$

Data disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel A-33. Neraca Massa Total Rotary Dryer (C-340)

Input		Output	
$\langle 8a \rangle$	= 1572.176	$\langle 15 \rangle$	= 10368.028
$\langle 14 \rangle$	= 9762.343	$\langle 17 \rangle$	= 1708.333
Generasi	= 741.843		
Total	= 12076.361	Total	= 12076.361

APPENDIKS B NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 12,600 ton/tahun

Jumlah Hari Kerja = 330 hari

1 hari = 24 jam

Kapasitas Produksi = 1.591 ton/jam

= 1591 kg/jam

Temperatur referensi = 25 °C

(Tref)

Satuan Panas = kilo Joule (kJ)

Persamaan Umum Neraca Energi :

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Konsumsi Energi = Akumulasi

Karena sistem steady state. Maka Akumulasi = 0

Persamaan Neraca Energi menjadi :

$(H \text{ bahan masuk} + Q \text{ masuk}) - (H \text{ bahan keluar} + Q \text{ keluar}) = 0$

Berat Molekul

Data Kapasitas Panas (Cp) tiap komponen

H₂SiF₆ = 144 kg/kmol

Cp H₂SiF₆ = 0.056 Kcal/kg°C = 0.236 KJ/kg°C

Al(OH)₃ = 78 kg/kmol

Cp Al(OH)₃ = 104.9 J/mol°C = 1.345 KJ/kg°C

AlF₃ = 84 kg/kmol

Cp AlF₃ = 0.252 Kcal/kg°C = 1.054 KJ/kg°C

SiO₂ = 60 kg/kmol

Cp SiO₂ = 0.167 Kcal/kg°C = 0.699 KJ/kg°C

H₂O = 18 kg/kmol

Cp H₂O = 1 Kcal/kg°C = 4.184 KJ/kg°C

AlF₃. 3H₂O = 138 kg/kmol

Cp AlF₃.3H₂O = 0.35 Kcal/kg°C = 1.464 KJ/kg°C

Natural Gas = 100 kg/kmol

Cp Udara = 0.31 Kcal/kg°C = 1.297 KJ/kg°C

Konversi Kcal/kg°C ke KJ/kg°C = 4.184

Bahan pembakaran adalah natural gas sehingga,

$\Delta H_{\text{combustion}} = 802.3 \text{ KJ/mol} = 8023 \text{ KJ/kg}$

(Carls L. Yaws, 1999)

$\Delta H_{\text{vaporization H}_2\text{O}} = 2202.14 \text{ kJ/kg}$ (Steam table)

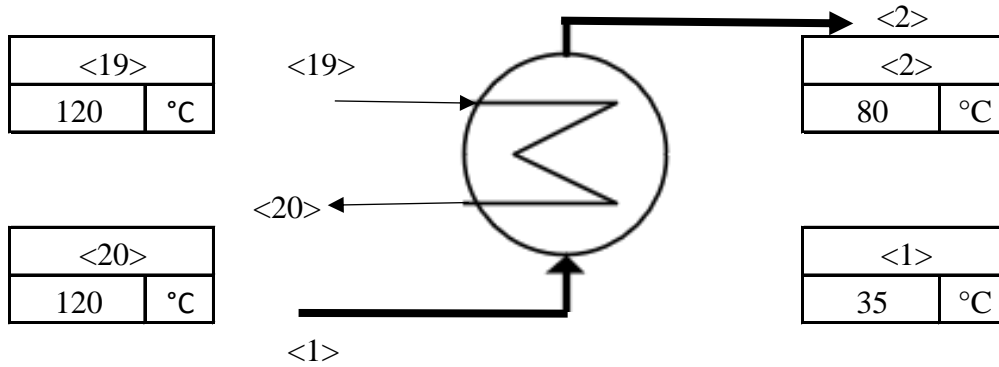
Titik leleh dan titik didih tiap senyawa pada tekanan standar

Tabel B.1 Daftar titik leleh dan titik didih setiap komponen

Komponen	Titik leleh °C	Titik didih °C
H ₂ SiF ₆	-20	100
Al(OH) ₃	300	-
AlF ₃	1291	-
SiO ₂	1710	-
H ₂ O	0	100

$\Delta H_{\text{vaporization H}_2\text{O}} = 2202 \text{ kJ/kg}$

1. Heater (E-110)



Gambar 1. Heater (E-110)

Fungsi : Memanaskan larutan H_2SiF_6 hingga suhu 90°C

Keterangan :

Table 1.1 Kondisi Aliran (E-110)

Aliran	Suhu ($^\circ\text{C}$)
<1>	35
<2>	80
<19>	120
<20>	120

Neraca Energi :

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Konsumsi Energi = $Q + W$

Akumulasi = 0

Input = <1> + <19>

Output = <2> + <20>

Generasi = 0

Konsumsi = 0

$Q_{\text{loss}} = 10\% Q_{\text{masuk}}$

$W = 0$ Maka :

$H_{<1>} + H_{<19>} - (H_{<2>} + H_{<20>}) = 0$

1. Input

- Aliran <1>

$$\begin{aligned} \Delta T_{<1>} &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 35 - 25 \\ &= 10 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \int C_p dt \\ &= 1494.169 \times 0.236 \times 10 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3525.904 \text{ kJ/jam} \\
 \Delta H \text{ Al(OH)}_3 &= 0 \text{ kJ/jam} \\
 \Delta H \text{ AlF}_3 &= 0 \text{ kJ/jam} \\
 \Delta H \text{ SiO}_2 &= 0 \text{ kJ/jam} \\
 \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= m \int C_p dt \\
 &= 6806.77 \times 4.184 \times 10 \\
 &= 284795.3 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

2. Output

- Aliran <2>

$$\begin{aligned}
 \Delta T \text{ <2>} &= T - T_{\text{ref}} \\
 &= 80 - 25 \\
 &= 55 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ H}_2\text{SiF}_6 &= m \int C_p dt \\
 &= 1494.169 \times 0.310 \times 55 \\
 &= 25475.583 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ Al(OH)}_3 = 0 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H \text{ AlF}_3 = 0 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H \text{ SiO}_2 = 0 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= m \int C_p dt \\
 &= 6806.770 \times 4.184 \times 55 \\
 &= 1566373.988 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 3 Neraca Energi Heater (E-110)

Komponen	Cp	Input			Output		
		<1>			<2>		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.18	1494.169	3526	0.18	1494.169	25476
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.00	0.000	0	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.00	0.000	0	0	0.000	0
H ₂ O	4.184	0.82	6806.77	284795	0.82	6806.77	1566374
Total		1	8300.94	288321	1	8300.94	1591850

Aliran <23> dan <24> merupakan Saturated Steam 1.98 bar 120 °C. Tidak ada perubahan suhu sehingga hanya digunakan panas laten

$$\begin{aligned}
 H_l &= 503.723 \text{ kJ/kg} && (\text{Steam table}) \\
 H_v &= 2705.86 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + H_{steam} &= \Delta H_{out} + H_{condensat} + Q_{loss} \\ 288321 + (m \times 2705.86) &= 1591850 + (m \times 503.723) + (### \times m \times ###) \\ 1932 \times m &= 1303528 \quad \times \\ m &= 675 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19>} &= m \times H_v \\ &= 674.86 \times 2705.86 \\ &= 1826078.6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{<20>} &= m \times H_l \\ &= 674.860 \times 503.723 \\ &= 339942.363 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

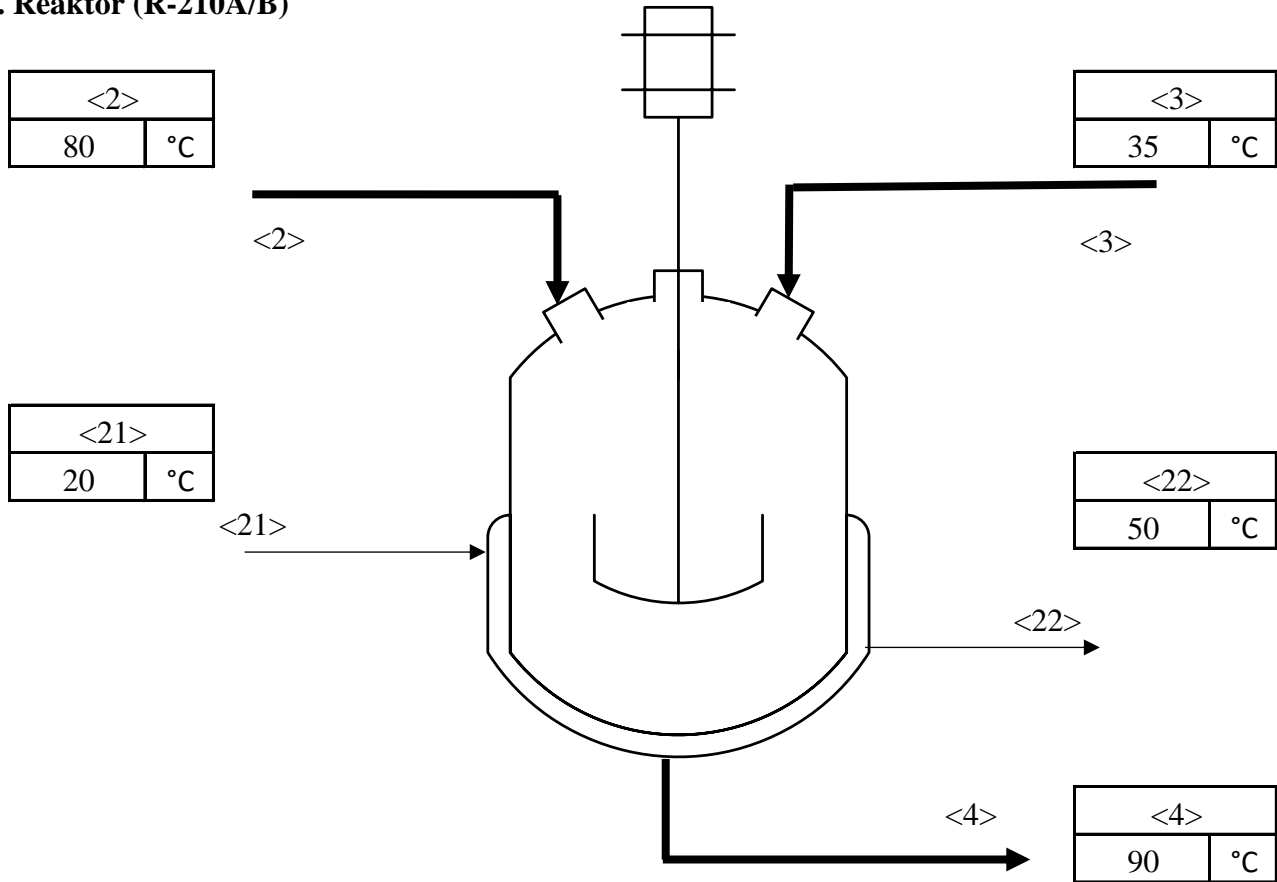
$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 10\% \times H_{steam} \\ &= 10\% \times 1826078.6 \\ &= 182607.86 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dapat disimpulkan sebagai berikut

Tabel 4 Neraca Energi Total Heater (E-110)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<1>	288321.175	<2>	1591850
<19>	1826078.621	<20>	339942.363
		Qloss	182607.862
Total	2114399.795	Total	2114399.795

2. Reaktor (R-210A/B)



Gambar 5. Reaktor (R-210A/B)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi H_2SiF_6 dan $\text{Al}(\text{OH})_3$

Keterangan :

Tabel 2. Kondisi Aliran Reaktor (R-210A/B)

Aliran	Suhu (°C)
<3>	80.000
<5>	35.000
<6>	90.000
<25>	20.000
<26>	50.000

Kondisi Operasi :

Temperatur = 90 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Energi :

$$\text{Energi Masuk} - \text{Energi Keluar} + \text{Generasi Energi} - \text{Konsumsi Energi} = Q + W$$

$$\text{Akumulasi} = 0$$

$$\text{Input} = \langle 2 \rangle + \langle 3 \rangle + \langle 21 \rangle$$

$$\text{Output} = \langle 4 \rangle + \langle 22 \rangle$$

$$W = 0$$

Q loss = 10% Q masuk, Maka

$$(\Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_{21}) - (\Delta H_4 + \Delta H_{22} + Q_{\text{loss}}) + \Delta H_r = 0$$

1. Input

- Aliran $\langle 2 \rangle$ Sesuai tabel 1

Tabel 2.1 Neraca Energi Masuk Reaktor H₂SiF₆

Komponen	Cp	Input		
		$\langle 2 \rangle$		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.18	1494.169	25476
Al(OH) ₃	1.345	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0	0.000	0
H ₂ O	4.184	0.82	6806.770	1566374
Total		1	8300.939	1591850

- Aliran $\langle 3 \rangle$

$$\Delta T \langle 5 \rangle = T - T_{\text{ref}}$$

$$= 35 - 25$$

$$= 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} = m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T \langle 5 \rangle$$

$$= 0.000 \times 0.236 \times 10$$

$$= 0.000 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} = m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T$$

$$= 2010.537 \times 1.345 \times 10$$

$$= 27039.143 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{AlF}_3} = m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T$$

$$= 0.000 \times 1.054 \times 10$$

$$= 0.000 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{SiO}_2} = m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T$$

$$= 4.082 \times 0.699 \times 10$$

$$= 28.524 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T$$

$$\begin{aligned}
&= 26.535 \quad \times \quad 4.184 \quad \times \quad 10 \\
&= 1110.225 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_5 &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\
&= 0.000 + 27039.143 + 0.000 + 28.524 + 1110.225 \\
&= 28177.891 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

2. Output

- Aliran Keluar <4>

$$\begin{aligned}
\Delta T <4> &= T \quad - \quad T_{\text{ref}} \\
&= 90 \quad - \quad 25 \\
&= 65 \quad ^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <4> \\
&= 44.825 \quad \times \quad 0.236 \quad \times \quad 65 \\
&= 687.551 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T <4> \\
&= 440.414 \quad \times \quad 1.345 \quad \times \quad 65 \\
&= 38499.534 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <4> \\
&= 1690.901 \quad \times \quad 1.054 \quad \times \quad 65 \\
&= 115884.099 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <4> \\
&= 608 \quad \times \quad 0.699 \quad \times \quad 65 \\
&= 27612.625 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <4> \\
&= 7557.977 \quad \times \quad 4.184 \quad \times \quad 65 \\
&= 2055467.518 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_4 &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\
&= 687.551 + 38499.534 + 115884.10 + 27612.625 + 2055467.518 \\
&= 2238151.327 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

3. Generasi dan Konsumsi

Reaksi yang terjadi

M	10.38	25.78	-	0.068	379.628
R	10.06	20.13	20.13	10.06	40.26
S	0.31	5.646	20.13	10.13	419.888

Komponen	H ₂ SiF ₆	AlOH ₃	AlF ₃	SiO ₂	H ₂ O
ΔH _f 25 (kj/kmole)	-5825159	-1275283	-1376536	-847762.08	-1195912.7
n (kmol)	10.065	20.130	20.130	10.065	40.259556
n x ΔH _f 25 (kj)	-58629581.9	-25671167.8	-27709364	-8532631.3	-48146915

(Smith van nesh hal 640)

(Perry Edisi 7, hal 187)

Produk

H ₂ SiF ₆	AlOH ₃
-5825159	-1275283
0.311	5.646
-1813286.0	-7200676

$$\begin{aligned} \Delta HR &= (n \times \Delta H_f 25_{\text{produk}}) - (n \times \Delta H_f 25_{\text{reaktan}}) \\ &= (-48146915 + -8532631 + -36723326) - (-25671168 + -58629582) \\ \Delta HR &= -9102123 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi Masuk} &= \text{Energi Keluar} \\ \Delta H_{<3>} + \Delta H_{<2>} &= \Delta H_{<4>} + \Delta HR + Q_{\text{serap}} \\ 1591850 + 28177.891 &= 2238151.3 + -9102123 + Q_{\text{serap}} \\ 1620027 &= -6863972 + Q_{\text{serap}} \\ 8483999 &= Q_{\text{serap}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{cooling water}} &= C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \times \Delta T_{\text{cooling water}} \\ &= 4.184 \times (50.00 - 20.00) \\ &= 125.520 \quad \text{kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan cooling water} &= \frac{\text{Energi yang dibutuhkan}}{\Delta H_{\text{cooling water}}} \\ &= \frac{8483999.362}{125.520} \\ &= 67590.817 \quad \text{kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <21> &= \text{Kebutuhan cooling water} \times C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \times \Delta T_{\text{cooling water}} \\ &= 67590.817 \times 4.184 \times (20.00 - 25.00) \\ &= -1413999.894 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <22> &= \text{Kebutuhan cooling water} \times C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \times \Delta T_{\text{cooling water}} \\ &= 67590.817 \times 4.184 \times (50.00 - 25.00) \\ &= 7069999.469 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Hasil Perhitungan diatas dapat disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut

Tabel 2.2 Neraca Energi Aliran Masuk Reaktor

Komponen	Cp	Input					
		<2>			<3>		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.18	1494.169	25475.6	0	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0	0.000	0	98.5	2010.537	27039
AlF ₃	1.054	0	0.000	0	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0	0.000	0	0.2	4.082	29
H ₂ O	4.184	0.82	6806.770	1566374	1.3	26.535	1110
Total		1	8300.939	1591850	100	2041.154	28178

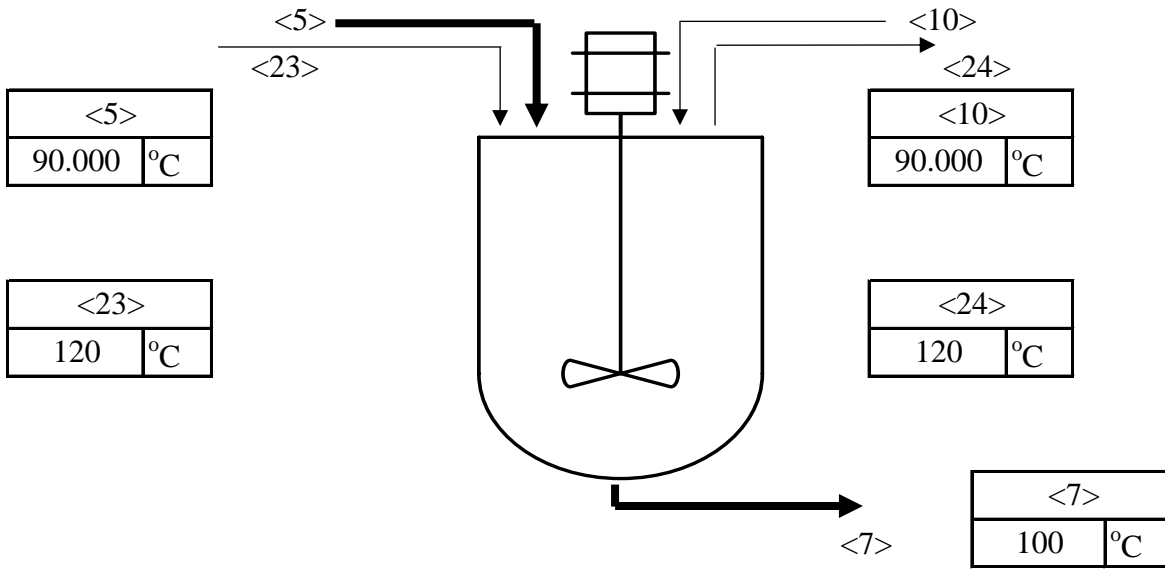
Tabel 2.3 Neraca Energi Aliran Keluar Reaktor (R-210)

Komponen	Cp	Ouput		
		<4>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.43	44.83	688
Al(OH) ₃	1.345	4.26	440.41	38500
AlF ₃	1.054	16.35	1690.90	115884
SiO ₂	0.699	5.88	607.98	27613
H ₂ O	4.184	73.08	7557.98	2055468
Total		100.0	10342.1	2238151

Tabel 2.4 Neraca Energi Total Reaktor (R-110)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<2>	1591849.571	<4>	2238151.327
<3>	28177.891	ΔHr	-9102123.227
<21>	-1413999.894	<22>	7069999.469
Total	206027.568	Total	206027.568

3. Kristallizer (X-320 A/D)



Gambar 8. Kristalizer (X-320 A/D)

Fungsi : Tempat berlangsungnya kristalisasi

Suhu <10> : 100.000 °C

Keterangan :

Table 3.1. Kondisi Aliran Kristalizer (X-320A/D)

Aliran	Suhu (°C)
<5>	90.000
<7>	100.000
<10>	90.000
<23>	120.000
<24>	120.000

Kondisi Operasi :

Temperatur = 100 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Energi :

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Konsumsi Energi = Akumulasi

Akumulasi = 0

Input = <5> + <23> + <10>

Output = <24> + <7>

Generasi = 0

Konsumsi = 0

$$\Delta H_{<5>} + \Delta H_{<23>} + \Delta H_{<10>} - (\Delta H_{<24>} + \Delta H_{<7>} + Q_{\text{loss}}) = 0$$

1. Input

- Aliran Masuk <5>

$$\begin{aligned} \Delta T_{<5>} &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 90.000 - 25 \\ &= 65 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T_{<5>} \\ &= 22.413 \times 0.236 \times 65 \\ &= 343.776 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} &= m \times C_{p\text{Al}(\text{OH})_3} \times \Delta T_{<5>} \\ &= 220.207 \times 1.345 \times 65 \\ &= 19249.767 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T_{<5>} \\ &= 146.142 \times 1.054 \times 65 \\ &= 10015.652 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T_{<5>} \\ &= 54.222 \times 0.699 \times 65 \\ &= 2462.596 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T_{<5>} \\ &= 3314.484 \times 4.184 \times 65 \\ &= 901407.147 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_5 &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 343.776 + 19249.767 + 10015.652 + 2462.596 + \\ &\quad 901407.147 \\ &= 933478.937 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- Aliran Masuk <10>

$$\begin{aligned} \Delta T_{<10>} &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 90.000 - 25 \\ &= 65 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T_{<10>} \\ &= 22.413 \times 0.236 \times 65 \\ &= 343.776 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} &= m \times C_{p\text{Al}(\text{OH})_3} \times \Delta T_{<10>} \\ &= 220.207 \times 1.345 \times 65 \\ &= 19249.767 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <<10> \\
&= 137.487 \times 1.054 \times 65 \\
&= 9422.502 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <<10> \\
&= 51.254 \times 0.699 \times 65 \\
&= 2327.826 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <<10> \\
&= 3128.282 \times 4.184 \times 65 \\
&= 850767.507 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{10} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\
&= 343.776 + 19249.767 + 9422.502 + 2327.826 + \\
&\quad 850767.507 \\
&= 882111.378 \text{ kj/jam}
\end{aligned}$$

2. Output

- Aliran <7>

$$\begin{aligned}
\Delta T <7> &= T - T_{\text{ref}} \\
&= 100.000 - 25 \\
&= 75 \text{ } ^\circ\text{C} \\
\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <<7> \\
&= 44.825 \times 0.236 \times 75 \\
&= 793.328 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T <<7> \\
&= 440.414 \times 1.345 \times 75 \\
&= 44422.540 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <7> \\
&= 283.628 \times 1.054 \times 75 \\
&= 22428.640 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3.3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3.3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <7> \\
&= 2274.984 \times 1.4644 \times 75 \\
&= 249861.5396 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <7> \\
&= 105.476 \times 0.699 \times 75 \\
&\quad 5527.409 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <7> \\
&= 6442.766 \times 4.184 \times 75 \\
&= 2021739.985 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{10} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3.3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 793.328 + 44422.540 + 22428.640 + 249861.540 + \\
 &\quad 5527.409 + 2021739.985 \\
 &= 2344773.442 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi

	AlF ₃ + 3 H ₂ O	→	AlF ₃ ·3H ₂ O	Konversi 83%
				83%
M	19.9 407.4			
R	16.5 49.5		16.485	
S	3.4 357.9		16.485	

Komponen	AlF ₃	H ₂ O	AlF ₃ ·3H ₂ O
ΔH _f 25 (kcal/kmole)	-329000	-285830	-548626.28
n (kmol)	16.485	49.456	16.485
n x ΔH _f 25 (kcal)	-5423694.8	-14136060.8	-6896552

$$\begin{aligned}
 HR_{x25} &= (n \times \Delta H_f 25_{\text{produk}}) - (n \times \Delta H_f 25_{\text{reaktan}}) \\
 &= (-6896552) - (-5423695 + -14136061) \\
 &= 12663203 \text{ kcal} \\
 HR_{x25} &= 52982843.17 \text{ KJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 H_3 + H_5 &= H_6 + \Delta H_{Rx} \\
 933479 + 882111.38 &= 2344773.4 + 52982843.17 \\
 &= 53512026
 \end{aligned}$$

Karena \sum Energi masuk - \sum Energi keluar tidak sama dengan 0 dan bernilai positif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis. Reaksi ini memerlukan pemanas, sehingga membutuhkan steam.

Aliran <23> dan <24> merupakan Saturated Steam 1.98 bar 120 °C. Tidak ada perubahan suhu sehingga hanya digunakan panas laten

$$\begin{aligned}
 H_l &= 503.723 \text{ kJ/kg} && (\text{Steam table}) \\
 H_v &= 2705.86 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{in} + H_{\text{steam}} &= \Delta H_{out} + H_{\text{condensat}} + \Delta H_R \\
 1815590 + (m \times 2705.86) &= 2344773 + (m \times 503.723) + 52982843 \\
 2202 \times m &= 53512026 \\
 m &= 24300 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{<23>} &= m \quad \times H_v \\ &= 24300 \quad \times 2705.86 \\ &= 65752495 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{<24>} &= m \quad \times H_l \\ &= 24300.0 \quad \times 503.723 \\ &= 12240468.900 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dapat disimpulkan sebagai berikut

Tabel 3.2 Neraca Energi Aliran Masuk Kristaliser (X-320A/D)

Komponen	Cp	Input					
		<5>			<10>		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.47	22.413	344	0.63	22.413	344
Al(OH) ₃	1.345	4.59	220.207	19250	6.19	220.207	19250
AlF ₃	1.054	17.39	2421.126	10016	3.86	137.487	9423
AlF ₃ .3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0	0.00	0.000	0
SiO ₂	0.699	1.10	54.222	2463	1.44	51.254	2328
H ₂ O	4.184	76.45	3314.484	901407	87.88	3128.282	850768
Total		100.0	6032.451	933479	100.0	3559.642	882111

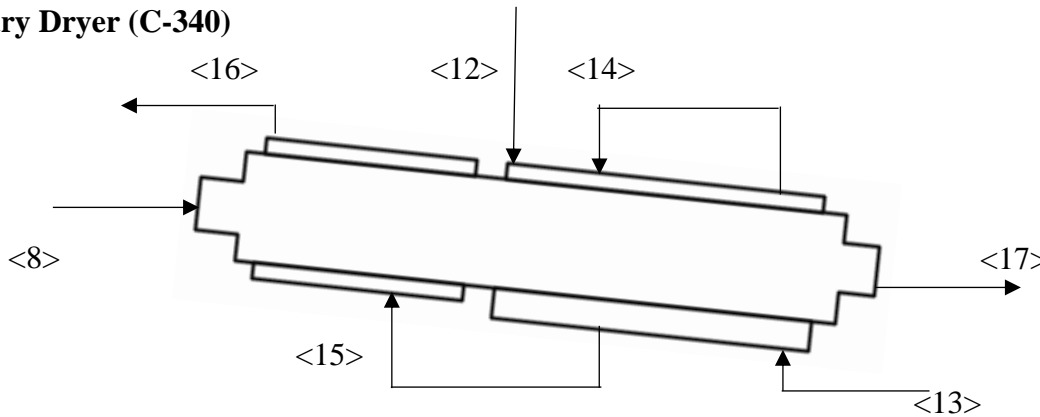
Tabel 3.3. Neraca Energi Aliran Keluar Kristaliser (X-320A/D)

Komponen	Cp	Output		
		<7>		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.467	44.825	793
Al(OH) ₃	1.345	4.591	440.414	44423
AlF ₃	1.054	2.957	283.628	22429
AlF ₃ . 3H ₂ O	1.464	23.72	2274.984	249862
SiO ₂	0.699	1.1	105.476	5527
H ₂ O	4.184	67.17	6442.766	2021740
Total		100	9592.094	2344773

Tabel 3.4. Neraca Energi Total Kristaliser (X-320A/D)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<5>	933478.937	<7>	2344773.442
<10>	882111	<24>	12240468.900
<23>	65752495.200	ΔHR	52982843.173
Total	67568085.52	Total	67568085.52

4. Rotary Dryer (C-340)



<8>	<14>	<13>
100.0 °C	600.000 °C	32.000 °C
<16>	<17>	<15>
100.000 °C	450.000 °C	250.000 °C

Gambar 12. Rotary Dryer (C-340)

Fungsi : Penghilangan hidrat AlF_3

Asumsi: Asumsi tidak ada perubahan suhu pada bahan bakar sehingga hanya digunakan

$\Delta H_{\text{combustion}}$ nya saja

Energi untuk melepaskan ikatan hidrogen pada $AlF_3 \cdot 3H_2O$ diabaikan

Keterangan :

Table 4.1 Kondisi Aliran Rotary Dryer (C-340)

Aliran	Suhu (°C)
<8>	100
<14>	600.0
<13>	32.0
<16>	100.0
<17>	450.0

Kondisi Operasi

Temperatur = 90 °C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Energi :

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Energi terkonsumsi = Akumulasi

Akumulasi = 0, Input = <13>+<14>+<15>, Output = <16>+<17>

Generasi=0

Konsumsi=0

W=0, dan Q loss = 10% Q_{masuk}, maka

$\Delta H <13> + \Delta H <14> + \Delta H <15> - (\Delta H <16> + \Delta H <17> + Q_{loss}) = 0$

1. Input

- Aliran <8>

$$\begin{aligned}\Delta T <8> &= T - T_{ref} \\ &= 100.000 - 25 \\ &= 75 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <8> \\ &= 0.000 \times 0.236 \times 75 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} &= m \times C_{p\text{Al}(\text{OH})_3} \times \Delta T <8> \\ &= 0.000 \times 1.345 \times 75 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <8> \\ &= 8.655 \times 1.054 \times 75 \\ &= 684.403 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <8> \\ &= 2274.984 \times 1.464 \times 75 \\ &= 249861.5396 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <8> \\ &= 2.967 \times 0.699 \times 75 \\ &= 155.504 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <8> \\ &= 186.203 \times 4.184 \times 75 \\ &= 58430.354 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_8 &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 0.000 + 0.000 + 684.403 + 249861.540 + \\ &\quad 155.504 + 58430.354\end{aligned}$$

$$= 309131.801 \quad \text{kJ/jam}$$

- Aliran Masuk <13>

$$\begin{aligned} \Delta T <13> &= T - T_{ref} \\ &= 32.000 - 25 \\ &= 7 \quad ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <13> \\ &= 0.000 \times 0.236 \times 7.0 \\ &= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} &= m \times C_{p\text{Al}(\text{OH})_3} \times \Delta T <13> \\ &= 0.000 \times 1.345 \times 7.0 \\ &= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <13> \\ &= 0.000 \times 1.054 \times 7.0 \\ &= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <13> \\ &= 0.000 \times 1.464 \times 7.0 \\ &= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <13> \\ &= 0.000 \times 0.699 \times 7.0 \\ &= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <13> \\ &= 10.422 \times 4.184 \times 7.0 \\ &= 305.250 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p\text{udara}} \times \Delta T <13> \\ &= 9751.920 \times 1.297 \times 7.0 \\ &= 88540.415 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{13} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{udara}} \\ &= 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + 305.250 + 88540.415 \\ &= 88845.665 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Output

- Aliran Keluar <16>

$$\begin{aligned} \Delta T <16> &= T - T_{ref} \\ &= 100.000 - 25 \\ &= 75 \quad ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} = m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <16>$$

$$\begin{aligned}
&= 0.000 \times 0.236 \times 75.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T <16> \\
&= 0.000 \times 1.345 \times 75.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <16> \\
&= 0.000 \times 1.054 \times 75.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <16> \\
&= 0.000 \times 1.464 \times 75.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <16> \\
&= 0.000 \times 0.699 \times 75.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <16> \\
&= 774.898 \times 4.184 \times 75.0 \\
&= 243163.050 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p\text{udara}} \times \Delta T <16> \\
&= 9751.920 \times 1.297 \times 75.0 \\
&= 948647.306 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{water remove}} &= \text{Massa H}_2\text{O remove} \times \Delta H_{\text{vaporization water}} \\
&= (\text{Massa H}_2\text{O} <15> - \text{Massa H}_2\text{O} <21>) \times 2202.136 \\
&= (857.509 - 30.75) \times 2202.136 \\
&= 1820636.659 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{16} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{udara}} \\
&\quad + \Delta H_{\text{water remove}} \\
&= 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + \\
&\quad 0.000 + 243163.050 + 948647.306 + 1820636.659 \\
&= 3012447.015 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Aliran Keluar <17>

$$\begin{aligned}
\Delta T <17> &= T - T_{\text{ref}} \\
&= 450.000 - 25 \\
&= 425 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <17> \\
&= 0.000 \times 0.236 \times 425.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T <17> \\
&= 0.000 \times 1.345 \times 425.0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <17> \\
&= 1674.167 \times 1.054 \times 425.0 \\
&= 750204.798 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <17> \\
&= 0.000 \times 1.464 \times 425.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <17> \\
&= 3.417 \times 0.699 \times 425.0 \\
&= 1014.611 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <17> \\
&= 30.750 \times 4.184 \times 425.0 \\
&= 54679.650 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p\text{udara}} \times \Delta T <17> \\
&= 0.000 \times 1.297 \times 425.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{17} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{udara}} \\
&\quad + \Delta H_{\text{water remove}} \\
&= 0.000 + 0.000 + 750204.798 + 0.000 + \\
&\quad 1014.611 + 54679.650 + 0.000 + 0.000 \\
&= 805899.059 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Permisalan Q loss} &= 424260.675 \quad \text{kJ/jam} \\
\text{Energi yang dibutuhkan} &= \Delta H_{15} + \Delta H_{17} - \Delta H_{20} - \Delta H_{21} - Q_{\text{loss}} \\
&= 309131.801 + 88845.665 - 3012447.015 - \\
&\quad 805899.059 - 424260.675 \\
&= -3844629.283
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Natural C} &= \frac{\text{Energi yang dibutuhkan}}{\Delta H_{\text{combustion natural gas}}} \\
&= \frac{3844629.283}{8023.000} \\
&= 479.201 \quad \text{kg/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{loss}} &= 10 \% \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
&= 10 \% \times (\Delta H <15> + \Delta H <16> + \Delta H <17>) \\
&= 10 \% \times (309131.801 + 3844629.283 + 88845.665) \\
&\quad 424260.675 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

Goal seek Q loss = 0.0

Data diatas disajikan dalam bentuk tabel sebagai berikut,

Tabel 4.2. Neraca Energi Aliran Masuk Rotary Dryer (C-340)

Komponen	Cp	Input					
		<8>			<13>		
	(KJ/kg°C)	% w	kg/jam	KJ/jam	% w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0	0	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.35	8.655	684	0	0.000	0
AlF ₃ .3H ₂ O	1.464	92.00	2274.984	249862	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.12	2.967	156	0	0.000	0
H ₂ O	4.184	7.53	186.203	58430	0.107	10.422	305
Udara	1.297	0.00	0.000	0	99.89	9751.920	88540
Total		100	2472.809	309132	100	9762.343	88846

Tabel 4.3 Neraca Energi Aliran Keluar Calciner (B-340)

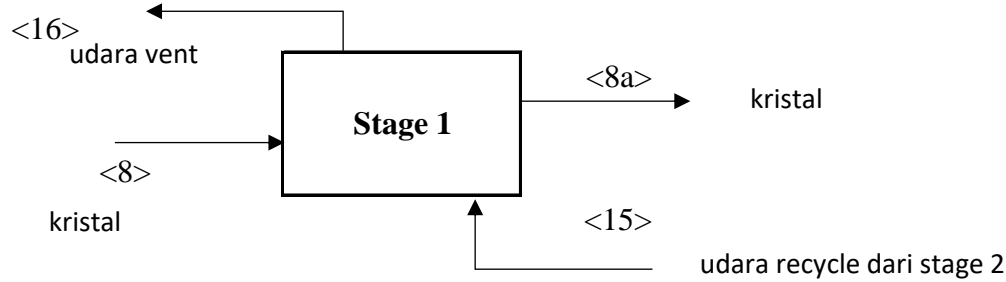
Komponen	Cp	Output					
		<16>			<17>		
	(KJ/kg°C)	% w	kg/jam	KJ/jam	% w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0	0	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.00	0.000	0	98	1674.167	750205
AlF ₃ .3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.00	0.000	0	0.2	3.417	1015
H ₂ O	4.184	6.83	774.898	243163	1.8	30.750	54680
Udara	1.297	85.89	9751.920	948647	0	0.000	0
ΔH Vaporization water			826.759	1820637		0.000	0
Total		100	11353.578	3012447	100	1708.333	805899

Tabel 4.4 Neraca Energi Aliran Keluar Rotary Dryer (B-340)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8>	309131.801	<16>	3012447.015
<13>	88845.665	<17>	805899.059
<12>	3844629.283	Qloss	424260.675
Total	4242606.749	Total	4242606.749

Tiap Stage

Neraca Energi Stage 1



<8>	
100.0	°C

<15>	
250.0	°C

<8a>	
300.0	°C

<16>	
120.0	°C

Input

Komponen	Cp (kJ/kg°C)	Input		
		<8>		
		%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.35	8.655	684
AlF ₃ · 3H ₂ O	1.464	92.00	2274.984	249862
SiO ₂	0.699	0.12	2.967	156
H ₂ O	4.184	7.53	186.203	58430
Total		100.00	2472.809	309132

- Aliran Masuk <15>

$$\begin{aligned} \Delta T_{<15>} &= T - T_{ref} \\ &= 250.000 - 25 \\ &= 225 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{H_2SiF_6} &= m \times C_{p_{H_2SiF_6}} \times \Delta T_{<15>} \\ &= 0.000 \times 0.236 \times 225.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{Al(OH)_3} &= m \times C_{p_{Al(OH)_3}} \times \Delta T_{<15>} \\ &= 0.000 \times 1.345 \times 225.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{AlF_3} &= m \times C_{p_{AlF_3}} \times \Delta T_{<15>} \\ &= 0.000 \times 1.054 \times 225.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <15> \\ &= 0.000 \times 1.464 \times 225.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <15> \\ &= 0.000 \times 0.699 \times 225.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <15> \\ &= 616.107 \times 4.184 \times 225.0 \\ &= 580003.390 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p\text{udara}} \times \Delta T <15> \\ &= 9751.920 \times 1.297 \times 225.0 \\ &= 2845941.917 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{19} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{udara}} \\ &= 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + \\ &\quad 0.000 + 580003.390 + 2845941.917 \\ &= 3425945.307 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Output

- Aliran keluar <8a>

$$\begin{aligned}\Delta T <8a> &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 300.000 - 25 \\ &= 275 \text{ }^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T <8a> \\ &= 0.000 \times 0.236 \times 275.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T <8a> \\ &= 0.000 \times 1.345 \times 275.0 \\ &= 0.000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T <8a> \\ &= 8.655 \times 1.054 \times 275.0 \\ &= 2509.479 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3/2\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <8a> \\ &= 1533.142 \times 1.259 \times 275.0 \\ &= 530811.978 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T <8a> \\ &= 2.967 \times 0.699 \times 275.0 \\ &= 570.181 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T <8a> \\ &= 27.412 \times 4.184 \times 275.0\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 31539.814 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p_{\text{udara}}} \times \Delta T \quad \langle 8a \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 1.297 \quad \times \quad 275.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam} \\
\Delta H_{15a} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{udara}} \\
&= 0.000 \quad + \quad 0.000 \quad + \quad 2509.479 \quad + \quad 530811.978 \quad + \\
&\quad 570.181 \quad + \quad 31539.814 \quad + \quad 0.000 \\
&= 565431.452 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Aliran Keluar <16>

$$\begin{aligned}
\Delta T \quad \langle 16 \rangle &= T - T_{\text{ref}} \\
&= 120.000 - 25 \\
&= 95 \quad ^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p_{\text{H}_2\text{SiF}_6}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 0.236 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} &= m \times C_{p_{\text{Al}(\text{OH})_3}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 1.345 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p_{\text{AlF}_3}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 1.054 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 1.259 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p_{\text{SiO}_2}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 0.000 \quad \times \quad 0.699 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 0.000 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 774.898 \quad \times \quad 4.184 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 308006.529 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{udara}} &= m \times C_{p_{\text{udara}}} \times \Delta T \quad \langle 16 \rangle \\
&= 9751.920 \quad \times \quad 1.297 \quad \times \quad 95.0 \\
&= 1201619.920 \quad \text{kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ water remove} &= \text{Massa H}_2\text{O remove} \times \Delta H_{\text{vaporization water}} \\
&= (\text{Massa H}_2\text{O} \langle 15 \rangle - \text{Massa H}_2\text{O} \langle 15a \rangle) \times 2202.136 \\
&= (1076.414 - 27.412) \times 2202.136
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2310045.516 \text{ kJ/jam} \\
 \Delta H_{16} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al}(\text{OH})_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{Hudara}} \\
 &+ \Delta H_{\text{water remove}} \\
 &= 0.000 + 0.000 + 0.000 + 0.000 + \\
 &0.000 + 308006.529 + 1201619.920 + 2310045.516 \\
 &= 3819671.966 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Permisalan Q loss} = 373507.71$$

$$\text{Energi yang} = \Delta H_8 + \Delta H_{15} - \Delta H_{8a} - \Delta H_{16} - Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{dibutuhkan} &= 309132 + 3425945.307 - 565431.452 - 3819671.966 - \\
 &373508 \\
 &= -1023534
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan fuel <26>} &= \frac{\text{Energi yang dibutuhkan}}{\Delta H_{\text{combustion bensin}}} \\
 &= \frac{1023534.021}{8023.000} \\
 &= 127.575 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 10 \% \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
 &= 10 \% \times (\Delta H_{<15>} + \Delta H_{<19>}) \\
 &= 10 \% \times (309131.801 + 3425945.307) \\
 &373507.711 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 4.5 Neraca Energi Aliran Masuk Stage 1

Komponen	Cp (KJ/kg°C)	Input					
		<8>			<15>		
		%w	kg/jam	KJ/jam	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0	0	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.35	8.655	684	0	0.000	0
AlF ₃ ·1/2 H ₂ O	1.259	92.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃ ·3H ₂ O	1.464	92.00	2274.984	249862	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.12	2.967	156	0	0.000	0
H ₂ O	4.184	7.53	186.203	58430	6	616.107	580003
Udara	1.297	0.00	0.000	0	94	9751.920	2845942
ΔH Vaporization water		0.00	0.000	0	0	0.000	0
Total		192	2472.809	309132	100	10368.028	3425945

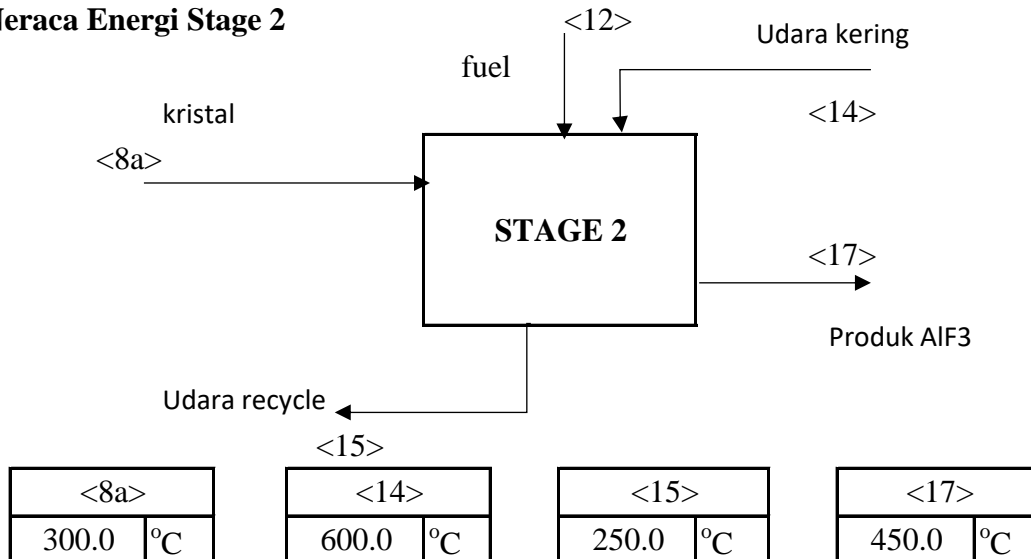
Tabel 4.6 Neraca Energi Aliran Keluar Stage 1

Komponen	Cp	Output					
		<8a>			<16>		
	(KJ/kg°C)	%w	kg/jam	KJ/jam	%w	kg/jam	KJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0	0	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.55	8.655	2509	0	0.000	0
AlF ₃ . 1/2H ₂ O	1.259	97.52	1533.142	530812	0	0.000	0
AlF ₃ .3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.19	2.967	570	0	0.000	0
H ₂ O	4.184	1.74	27.412	31540	7	774.898	308007
Udara	1.297	0.00	0.000	0	94	9751.920	1201620
ΔH Vaporization water		0.00	0.000	0	10	1049.002	2310046
Total		100	1572.176	565431	100	11575.821	3819672

Neraca Energi Total Stage 1

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8>	309131.801	<8a>	565431.452
<15>	3425945.307	<16>	3819671.966
<16>	1023534.021	Q _{loss}	373507.711
Total	4758611.128	Total	4758611.128

Neraca Energi Stage 2



Input

- Aliran <8a>

Komponen	Cp	Input		
		<8a>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.55	8.655	2509
AlF ₃ . 1/2H ₂ O	1.259	97.52	1533.142	530812
AlF ₃ . 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.19	2.967	570
H ₂ O	4.184	1.74	27.412	31540
Udara	1.297	0.00	0.000	0
Total		100.0	1572.176	565431

- Aliran Masuk <14>

Komponen	Cp	Input		
		<14>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.00	0.000	0
AlF ₃ 1/2H ₂ O	1.259	0.00	0.000	0
AlF ₃ . 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.00	0.000	0
H ₂ O	4.184	0.11	10.422	305
Udara	1.297	100	9751.920	88540
ΔH Vaporization water			1049.002	2310046
Total		100.00	9762.343	2398891

Output

Aliran <15>

Komponen	Cp	Output		
		<15>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	0.00	0.000	0
AlF ₃ . 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0

SiO ₂	0.699	0.00	0.000	0
H ₂ O	4.184	5.94	616.107	580003
Udara	1.297	94.06	9751.920	2845942
Total		100	10368.028	3425945

Aliran Keluar <17>

Komponen	Cp	Output		
		<17>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	98.00	1674.167	750205
AlF ₃ . 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.20	3.417	1015
H ₂ O	4.184	1.80	30.750	54680
Udara	1.297	0.00	0.000	0
Total		100	1708.333	805899

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ water remove} &= \text{Massa H}_2\text{O remove} \times \Delta H_{\text{vaporization water}} \\
 &= (\text{Massa H}_2\text{O} \langle 15a \rangle - \text{Massa H}_2\text{O} \langle 21 \rangle) \times 2202.14 \\
 &= (175.780 - 30.750) \times 2202.136 \\
 &= 319376.166 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Permisalan Q loss} = 470204.930$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi yang dibutuhkan} &= \Delta H_{15a} + \Delta H_{18} - \Delta H_{19} - \Delta H_2 - Q_{\text{loss}} \\
 &= 565431.452 + 2398891.181 - 3425945.307 - \\
 &\quad 805899.059 - 470204.930 \\
 &= -1737726.663
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan NG} &= \frac{\text{Energi yang dibutuhkan}}{\Delta H_{\text{combustion bensin}}} \\
 &= \frac{1737726.663}{8023.000} \\
 &= 216.593 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 10 \% \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
 &= 10 \% \times (\Delta H \langle 15a \rangle + \Delta H \langle 16 \rangle + \Delta H \langle 17 \rangle)
 \end{aligned}$$

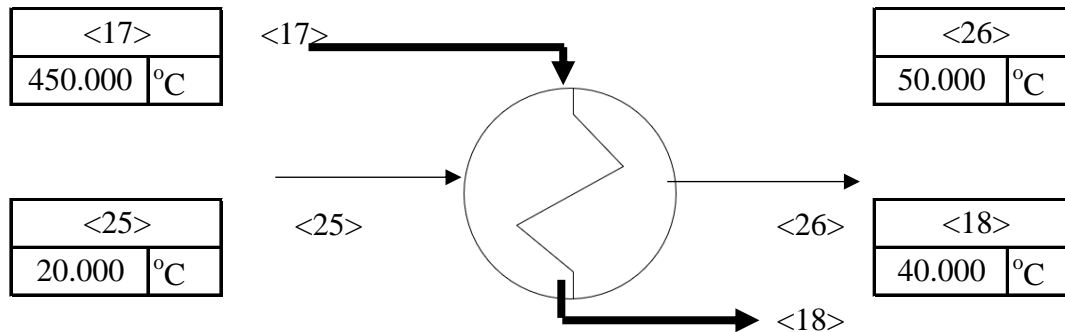
$$= 10 \% \times (565431.452 + 1737726.663 + 2398891.181)$$

$$470204.930 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Total Stage 2

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<8a>	565431.452	<15>	3425945.307
<14>	2398891.181	<17>	805899.059
Fuel	1737726.663	Qloss	470204.930
Total	4702049.296	Total	4702049.296

5. Cooler (E-350)



Gambar 14. Cooler (E-350)

Fungsi : Pendinginan kristal AlF_3

Keterangan :

Table 5.1 Kondisi Aliran Cooler (E-350)

Aliran	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)
<17>	450.000
<18>	40.000
<25>	20.000
<26>	50.000

Kondisi Operas :

Temperatur = 90°C

Tekanan = 101 kPa

Neraca Energi :

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Energi terkonsumsi = $Q + W$

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= 0 \\
 \text{Input} &= \langle 17 \rangle + \langle 25 \rangle \\
 \text{Output} &= \langle 18 \rangle + \langle 26 \rangle \\
 \text{Generasi} &= 0 \\
 \text{Konsumsi} &= 0 \\
 W &= 0 \\
 Q_{\text{loss}} &= 0 \\
 \Delta H \langle 17 \rangle + \Delta H \langle 25 \rangle - (\Delta H \langle 18 \rangle + \Delta H \langle 26 \rangle + Q_{\text{loss}}) &= 0
 \end{aligned}$$

1. Input

Komponen	Cp	Input		
		<17>		
	(kJ/kg°C)	%w	kg/jam	kJ/jam
H ₂ SiF ₆	0.236	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0
AlF ₃	1.054	98.00	1674.167	750205
AlF ₃ · 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.20	3.417	1015
H ₂ O	4.184	1.80	30.750	54680
Udara	1.297	0.00	0.000	0
ΔH Vaporization water		0.00	0.000	0
Total		100.0	1708.333	805899

2. Output

Aliran Keluar <18>

$$\begin{aligned}
 \Delta T \langle 18 \rangle &= T - T_{\text{ref}} \\
 &= 40.000 - 25 \\
 &= 15 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{SiF}_6} \times \Delta T \langle 18 \rangle \\
 &= 0.000 \times 0.236 \times 15.0 \\
 &= 0.000 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} &= m \times C_{p\text{Al(OH)}_3} \times \Delta T \langle 18 \rangle \\
 &= 0.000 \times 1.345 \times 15.0 \\
 &= 0.000 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{AlF}_3} &= m \times C_{p\text{AlF}_3} \times \Delta T \langle 18 \rangle \\
 &= 1674.167 \times 1.054 \times 15.0 \\
 &= 26477.816 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} = m \times C_{p\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T \langle 18 \rangle$$

$$\begin{aligned}
&= 0.000 \times 1.464 \times 15.0 \\
&= 0.000 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{SiO}_2} &= m \times C_{p\text{SiO}_2} \times \Delta T \text{ <18>} \\
&= 3.417 \times 0.699 \times 15.0 \\
&= 35.810 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= m \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T \text{ <18>} \\
&= 30.750 \times 4.184 \times 15.0 \\
&= 1929.870 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H_{\text{<18>}} &= \Delta H_{\text{H}_2\text{SiF}_6} + \Delta H_{\text{Al(OH)}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3} + \Delta H_{\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{SiO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} \\
&= 0.000 + 0.000 + 26477.816 + 0.000 + \\
&\quad 35.810 + 1929.870 \\
&= 28443.496 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Energi yang dilepas} &= \Delta H_{17} - \Delta H_{18} \\
&= 805899.059 - 28443.496 \\
&= 777455.563 \text{ kJ/jam} \\
\Delta H \text{ cooling water} &= C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T \text{ cooling water} \\
&= 4.184 \times (40.00 - 20.00) \\
&= 83.680 \text{ kJ/kg} \\
\text{Kebutuhan cooling water} &= \frac{\text{Energi yang dibutuhkan}}{\Delta H \text{ cooling water}} \\
&= \frac{777455.563}{83.680} \\
&= 9290.817 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{<25>} &= \text{Kebutuhan cooling water} \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T \text{ cooling water} \\
&= 9290.817 \times 4.184 \times (20.00 - 25.00) \\
&= -194363.891 \text{ kJ/jam} \\
\text{<26>} &= \text{Kebutuhan cooling water} \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T \text{ cooling water} \\
&= 9290.817 \times 4.184 \times (50.00 - 25.00) \\
&= 971819.454 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Data diatas disajikan dalam tabel sebagai berikut

Tabel 5.2 Neraca Energi Aliran Cooler (E-360)

Komponen	Cp	Input			Output		
		<17>			<18>		
	(KJ/kg°C)	% w	kg/jam	KJ/jam	% w	kg/jam	KJ/jam
H2SiF6	0.236	0.00	0.000	0	0	0.000	0

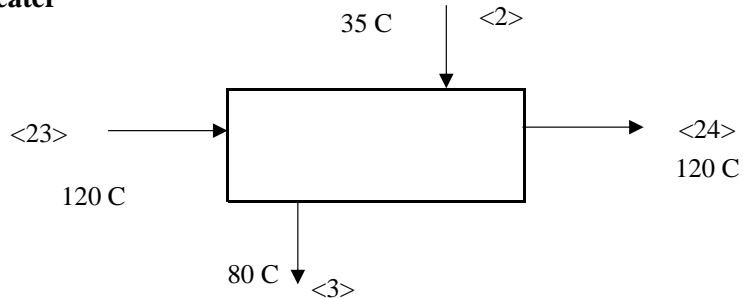
Al(OH) ₃	1.345	0.00	0.000	0	0	0.000	0
AlF ₃	1.054	98.00	1674.167	750205	98	1674.167	26478
AlF ₃ · 3H ₂ O	1.464	0.00	0.000	0	0	0.000	0
SiO ₂	0.699	0.20	3.417	1015	0.2	3.417	36
H ₂ O	4.184	1.80	30.750	54680	1.8	30.750	1930
Total		100.0	1708.333	805899	100	1708.333	28443

Tabel 5.3 Neraca Energi Total Cooler (E-350)

Input		Output	
Aliran	ΔH	Aliran	ΔH
<17>	805899.059	<18>	28443.496
<25>	194363.891	<26>	971819.454
Total	1000262.950	Total	1000262.950

**APPENDIKS C
SPESIFIKASI ALAT**

1 Heater



Aliran

- <2> : H₂SiF₆
- <3> : H₂SiF₆
- <23> : Saturated steam
- <24> : Steam condensat

Diketahui

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SiF}_6 \text{ <2>} &= 1770.7043 \text{ kg/hr} \\ &= 3903.7347 \text{ lbm/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu H}_2\text{SiF}_6 \text{ input (t}_1\text{)} &= 35 \text{ C} \\ &= 95 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu H}_2\text{SiF}_6 \text{ output (t}_2\text{)} &= 80 \text{ C} \\ &= 176 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu saturated steam (T}_1\text{)} &= 120 \text{ C} \\ &= 248 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu steam kondensat(T')} &= 120 \text{ C} \\ &= 248 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 693.57987 \text{ kg/hr} \\ &= 1529.0819 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{cp H}_2\text{SiF}_6 &= 0.236 \text{ Kj/kg}^\circ\text{C} \\ &= 0.0564 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= 1876732.8 \text{ kJ/hr} \\ &= 1778799.5 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

Ukuran Pipa

$$\text{Outer pipe, IPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Inner pipe} = 3 \text{ in}$$

$$\text{sechedule no} = 40$$

$$\text{Dirt factors (Rd)} = 0.003 \text{ (Tabel 8, Kern Hal, 840)}$$

1 Menghitung Tav, tav

$$\text{tav} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= \frac{95 + 176}{2}$$

$$t_{av} = 136 \text{ F}$$

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{248 + 248}{2}$$

$$T_{av} = 248 \text{ F}$$

2 Menghitung LMTD

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2.3 \log \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$= \frac{(248 - 176) - (248 - 95)}{2.3 \log \left(\frac{248 - 176}{248 - 95} \right)}$$

$$= \frac{-81}{-0.8}$$

$$= 108 \text{ F}$$

4 Evaluasi Perpindahan Panas

Hot fluid = annulus

Cold fluid = inner pipe

Annulus (<i>steam</i>)	Inner pipe (H ₂ SiF ₆)
4" Flow area IPS 4 in (<i>Tabel 11, Kern Hal 844</i>) $D_2 = ID = 4.026 \text{ in}$ $= 0.336 \text{ ft}$ IPS 3 in $D_1 = OD = 3.5 \text{ in}$ $= 0.2917 \text{ ft}$ $\text{Flow area} = \frac{1}{4} \times \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$ annulus $= 0.0216 \text{ ft}^2$ equiz diameter $De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$ $= 0.0943 \text{ ft}$	$4 D = 3.068 \text{ in}$ $= 0.2557 \text{ ft}$ $\text{Flow area} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$ $= 0.0513 \text{ ft}^2$

<p>5' Mass velocity, Ga</p> $Ga = \frac{W}{\text{flow area}}$ $= \frac{1529.1}{0.0216}$ $= 70856 \text{ lb/ft}^2\text{.hr}$ <p>6' Ketika T = 248 F</p> $\mu = 0.298 \text{ cp (Fig.14, Kern)}$ $\mu = 0.7212 \text{ lb/ft.hr}$ $NRE = \frac{De \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0.0943 \times 70856}{0.7212}$ $= 9260.6752 \quad (\text{turbulen})$ <p>7' JH = 40 (Fig. 24, Kern)</p> <p>8' At 248 F</p> $c = 2.1208 \text{ kJ/kgK}$ $c = 0.5068 \text{ Btu/lbF}$ <p>(Saturated Steam Table)</p> $k = 0.398 \text{ Btu/(hr.ft}^2\text{).(F/ft)}$ $\left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.972$ <p>9' Menentukan koefisien perpindahan panas (ho)</p> $ho = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$ <p>(Kern, 1950 hal 164)</p>	<p>5 Mass velocity, Gp</p> $Gp = \frac{w}{\text{flow area}}$ $= \frac{3903.7}{0.0513}$ $= 76079 \text{ lb/ft}^2\text{.hr}$ <p>6 Ketika T = 136 F</p> $\mu = 6.5 \text{ cp}$ $\mu = 15.7 \text{ lb/ft.hr}$ $NRE = \frac{D \times Gp}{\mu}$ $= \frac{0.2557 \times 76079}{15.73}$ $= 1236.539 \quad (\text{laminer})$ <p>7 $\frac{L}{D} = \frac{40}{0.26}$</p> $= 156$ $JH = 4 \quad (\text{Fig. 24, Kern})$ <p>8 At 136 F</p> $c = 0.236 \text{ Kj/kg}^\circ\text{C}$ $c = 0.0564 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ <p>10 Menentukan koefisien perpindahan panas (hio)</p> $hio = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$ <p>(Kern, 1950 hal 164)</p>
--	--

Menentukan *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{1500 \times 1500}{1500 + 1500}$$

$$= 750 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$$

Menentukan *design overall coefficient* (U_d)

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

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{750} + 0.003$$

$$\frac{1}{U_d} = 0.0043$$

$$U_d = 230.77 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Luas permukaan yang diperlukan

$$Q = U_d \times A \times \Delta t$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \quad (\text{Persamaan 6.11 Kern,1950})$$

$$= \frac{1778799.471}{231 \times 108}$$

$$= 71.649985 \text{ ft}^2$$

$$3 \text{ in IPS standard pipe} = 0.917 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 11, Kern,1950})$$

Sehingga, panjang yang dibutuhkan

$$L = \frac{71.65}{0.917}$$

$$= 78.135 \text{ ft} \rightarrow 80 \text{ ft}$$

$$\text{Jika panjang pipa} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{80}{40}$$

$$= 2$$

2 hairpin 20 ft

Luas Permukaan yang disediakan sebenarnya

$$A = 80 \times 0.917$$

$$= 73.36 \text{ ft}^2$$

Desain overall nyata

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{1778799.471}{73.36 \times 108}$$

$$= 225.39002 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Faktor pengotor akan lebih besar dibandingkan yang diperlukan

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{750 - 225.39}{750 \times 225.39}$$

$$= 0.0031$$

Menghitung Pressure drop

Annulus (<i>steam</i>)	Inner pipe (H2SiF6)
<p>1' Menentukan De', Rea', dan friksi</p> $\begin{aligned} \text{De}' &= D2 - D1 \\ &= 0.336 - 0.2917 \\ &= 0.044 \text{ ft} \\ \text{Rea}' &= \frac{\text{De}' \times \text{Ga}}{\mu} \\ &= \frac{0.044 \times 70855.508}{0.72116} \\ &= 4306.7185 \\ f &= 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Rea}'^{0.42}} \\ &= 0.0114 \end{aligned}$ <p>specific gravity (<i>Tabel 6, Hal 808 Kern 1950</i>) $s = 1 \quad \rho = 62.5$</p>	<p>1 Menentukan friksi</p> $\begin{aligned} \text{Rep} &= 1236.5 \\ f &= 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Rep}^{0.42}} \\ &= 0.0167702 \\ s &= 1.2 \\ \rho &= 1.2 \times 62.5 \\ &= 75 \end{aligned}$
<p>2' $\Delta F_a = \frac{4 \times f \times \text{Ga}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times \text{De}'}$</p> $= 0.127465875 \text{ ft}$	<p>2 $\Delta F_p = \frac{4 \times f \times \text{Gp}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$</p> $= 25835.062 \text{ ft}$
<p>3' $V = \frac{\text{Ga}}{3600 \times \rho}$</p> $= 0.3149 \text{ fps}$	<p>$\Delta P_p = \frac{3.16 \times \rho}{144}$</p> $= \frac{3.16 \times 75}{144}$ $= 1.6458 \text{ psi}$
<p>$F_1 = 3 \times \left(\frac{V^2}{2 \times g'} \right)$</p> $= 4.7899317 \text{ ft}$	
<p>$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_1) \times \rho}{144}$</p> $= \frac{(0.1275 + 4.7899) \times 62.5}{144}$ $= 2.1342872 \text{ psi}$	

Spesifikasi Heater

Nama alat	Heater
Kode alat	E-110
Fungsi	Memanaskan H_2SiF_6 sebelum dimasukkan ke dalam reaktor
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	Pipe : Carbon steel SA-240
	Inner pipe : high alloy steel SS-316
Ukuran pipa	IPS 4 x 3 in
Jumlah hairpin	2
Panjang hairpin	20
Annulus	
OD (in)	4.026
ID (in)	3.5
Inner pipe	
D (in)	3.068
a" (ft ² /ft)	0.917
Luas permukaan (ft ²)	73.36

2. Tanki Penyimpanan H₂SiF₆ (F-111)

Fungsi	: Menyimpan Bahan Baku H ₂ SiF ₆
Bentuk	: Silinder dengan tutup bawah standar dished head dan tutup atas flat
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 129 grade A
Jumlah	: 1 unit
Temperatur	: 90.000 °C
Tekanan	: 1 atm
Jenis Pengelasan	: <i>Double welded butt joint</i>
Faktor korosif	: 2/16 inci
Residence time	: 1 jam 30 menit = 1.50 jam

Tabel C.19-1 Neraca Massa Tanki Penyimpan H₂SiF₆ (F-111)

Komponen	ρ (kg/L)	Input & Output		
		<1>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	18.00	1502.386	1832.911
Al(OH) ₃	1.170	0.00	0.000	0.000
AlF ₃	0.770	0.00	0.000	0.000
SiO ₂	2.200	0.00	0.000	0.000
H ₂ O	1.000	82.00	6844.202	6844.202
Total	1.040	100.00	8346.588	8677.113

$$\text{Viskositas} = 1.100 \text{ cp} = 0.001 \text{ Pa.s}$$

$$\text{Volume campuran} = 8677.113 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran total} &= \text{Volume campuran} \times \text{Residence time} \\ &= 8677.113 \times 1.500 \\ &= 13015.669 \text{ L} \end{aligned}$$

Sesuai desain tanki, maka volume campuran total 75% dari volume total

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{100.00}{75.00} \times 13015.669 \\ &= 17354.225 \text{ L} \\ &= 4584.5012 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Menghitung dimensi tangki

$$\text{Ditetapkan} : \frac{L_s}{D} = 1.50 \quad \begin{array}{l} L_s = \text{Tinggi bejana} \\ D = \text{Diameter bejana} \end{array}$$

1. Menghitung diameter (D) dan tinggi (Ls)

$$\text{Volume tutup atas} = \text{Volume tutup bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0.5 \times \text{luas alas} \times L_s = 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s \\ \text{Volume total} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah} \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s + 0.0847 \times D^3 \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.188 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3 \\ 17354.225 &= D^3 (0.0847 + 0.589 + 0.0847) \\ D^3 &= \frac{17354.225}{0.759} \\ D &= 28.387 \text{ dm} \end{aligned}$$

maka

$$\begin{aligned} L_s &= 1.50 \times D \\ &= 1.50 \times 28.387 \\ &= 42.580 \text{ dm} \end{aligned}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned} h_b &= 0.169 \times D \\ &= 0.169 \times 28.387 \\ &= 4.797 \text{ dm} \end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi (H)

$$\begin{aligned} H &= L_s + h_b \\ &= 42.580 + 4.797 \\ &= 47.377 \text{ dm} \end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam (H_L)

Volume campuran dalam silinder = Volume campuran - volume tutup bawah

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup bawah} &= 0.085 \times D^3 \\ &= 0.085 \times 22874.063 \\ &= 1937.433 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran dalam silinder} &= 13015.669 - 1937.433 \\ &= 11078.236 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi campuran dalam silinder} &= \frac{\text{Volume campuran dalam silinder}}{0.25 \times \pi \times D^2} \\ &= \frac{11078.236}{633.131} \\ &= 17.498 \text{ dm} \\ &= 1.750 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14.700 \text{ psia} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\ &= 1039.600 \times 9.806 \times 1.750 \\ &= 17837.551 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0.176 \text{ atm} \\
&= 2.588 \text{ psia} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 2.588 + 14.700 \\
&= 17.288 \text{ psia}
\end{aligned}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$\begin{aligned}
P_d &= 105\% \times 17.288 \\
P_d &= 18.152 \text{ psia}
\end{aligned}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (ts)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

$$\begin{aligned}
\text{Material yang digunakan} &= \text{Carbon Steel SA 129 grade A} \\
\text{Tegangan yang diijinkan (f)} &= 10000 \text{ psia (pada } 300^\circ\text{F)} \\
\text{Faktor pengelasan double welded butt joint (E)} &= 0.800 \\
\text{Faktor korosi (C)} &= 0.125 \\
\text{Tekanan Desain (P}_d\text{)} &= 18.152 \text{ psia} \\
\text{Diameter tangki (D)} &= 2.839 \text{ m} = 111.758 \text{ inci}
\end{aligned}$$

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0.4.P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{18.152 \times 111.758}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 18.152))} + 0.125$$

$$\begin{aligned}
T_s &= \frac{2028.662}{15985.478} + 0.125 \\
&= 0.252 \text{ inci}
\end{aligned}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$\begin{aligned}
T_s &= \frac{5}{16} \text{ inci} \\
&= 0.008 \text{ m}
\end{aligned}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$\begin{aligned}
OD &= D + 2T_s \\
OD &= 111.758 + 0.625 \\
&= 112.383 \text{ inci}
\end{aligned}$$

Sesuai standar ASME maka OD = 136.000 inci

$$\begin{aligned}
ID &= OD - 2T_s \\
&= 136.000 - 0.625 \\
&= 135.375 \text{ inci}
\end{aligned}$$

8. Menghitung tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 18.152 \times 111.758}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 18.152))} + 0.125$$

$$th1 = \frac{1795.366}{15985.478} + 0.125$$

$$= 0.2373 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$th1 = \frac{4}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.006 \text{ m}$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Tanki Penyimpanan H₂SiF₆ (F-111)

Nama	Tanki Pengumpul 1
Kode	F-211
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku H ₂ SiF ₆
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas Reaktor	17.354 m ³
Jumlah Reaktor	2 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Tekanan Desain	18.152 psia
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	3.454 meter
- ID	3.439 meter
- Ls	4.258 meter
- Ts	7.938 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	7.938 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	4.738 meter
- Tebal	6.350 milimeter

3. Pompa L-112

Fungsi = Memompa bahan baku H₂SiF₆ ke Heater (E-110)

Menentukan jenis pompa

Menggunakan jenis pompa sentrifugal

Menentukan tipe bahan konstruksi

Menggunakan bahan commercial steel

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm
 Temperatur = 35 °C 308.15 K
 Laju alir massa = 8346.588 kg/jam 5.111409 lb/detik

Komponen	ρ (kg/m ³)	Input & Output		
		<1> dan <2>		
		%w	kg/jam	(m ³)
H ₂ SiF ₆	1220.000	18.00	1502.386	1832910.647
Al(OH) ₃	1170.000	0.00	0.000	0.000
AlF ₃	770.000	0.00	0.000	0.000
SiO ₂	2200.000	0.00	0.000	0.000
H ₂ O	1000.000	82.00	6844.202	6844201.871
Total	1039.600	100.00	8346.588	8677112.519

2410.309033

Laju alir volumetrik, Q = $\frac{\text{massa}}{\rho}$
 = 8.028653 m³/jam 0.00223 m³/s 0.078758 ft³/s

Asumsi aliran laminar (N_{re}<2100) (Pers 16 hal 496 Timmer house)

Di Optimum = 0.363 x Q^{0,36} x
 = 0.363 x 1.051 x 0.81
 = 0.309 ft
 = 3.73 in

Dari appendix A.5-1 Geankoplis ditentukan:

Nominal pipe size = 4 in
 = 0.102 m
 Schedule Number = 80
 Diameter luar = 4.500 in
 0.114 m
 Diameter dalam = 3.826 in
 = 0.097 m
 Inside sect area = 0.08 ft²

Persamaan Bernouli

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + \Sigma F$$

(Sumber: Pers. 2.7-28 Geankoplis)

Dimana

Tekanan keluar Tanki H₂SiF₆ P1 = 1 atm
 Tekanan masuk heater E-110 P2 = 1 atm

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

$$*W_s = 123.87$$

$$W_s = -\eta \times W_p \quad (\text{Sumber: Pers. 2.7-30})$$

$$-124 = -0.8 \times W_p$$

$$W_p = 154.8337 \text{ J/Kg}$$

Power Pompa

$$\text{Laju alir massa} = 8,346.59 \text{ kg/jam} \quad 2.32 \text{ kg/s}$$

$$W_p = 155 \text{ J/Kg}$$

$$P = Q \times W_p$$

$$= 358.98 \text{ W}$$

$$= 0.36 \text{ kW}$$

$$= 0.48 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-112)

Nama	Pompa sentrifugal
Kode	L-112
Fungsi	Memompa larutan H ₂ SiF ₆ ke heater
Tipe	Sentrifugal
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0.002230183
Jumlah	1 buah
Ukuran pipa	pipa 2,5 inch schedule 40
Daya Pompa(kW)	0.36

4. Pompa L-322

Fungsi : Mengalirkan slurry yang keluar dari Tank (F-331) menuju Tangki Distribusi (F-333)
 Type : Centrifugal pump
 Jumlah : 1 unit
 Dasar Pemilihan : Sesuai untuk viscositas < 10 cp

Komponen	Berat	% Berat	Densitas	volume
	(kg/jam)		kg/m ³	m ³ /jam
H ₂ SiF ₆	1502.39	18.0000	1220	1.2315
Al(OH) ₃	0.00	0.0000	1170	0.0000
AlF ₃	0.00	0.0000	770	0.0000
SiO ₂	0.00	0.0000	2200	0.0000
H ₂ O	6844.20	82.0000	1000	6.8442
TOTAL	8346.5876	100	1039.6	8.0757

Kondisi Operasi :

Suhu = 95 °C
 Tekanan awal = 101.325 kPa
 Tekanan akhir = 303.975 kPa
 Rate massa larutan = 8346.588 kg/jam = 5.111 lb/s
 Densitas larutan = 1039.6 kg/m³ = 64.9001 lb/ft³
 Jumlah pompa = 1 unit
 Rate massa larutan tiap pompa = 8346.587648 kg/jam = 5.1114 lb/s
 Rate volumetrik tiap pompa = 8.0287 m³/jam = 0.0788 ft³/s

Perhitungan Diameter Pipa :

Asumsi : Aliran turbulen (N_{re} > 4000)

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \times Q^{0.36} \times \rho^{0.18} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15 hal 496})$$

$$D_i \text{ opt} = 3.3108 \text{ in} = 0.0841 \text{ m}$$

Ditetapkan diameter nominal 4 in sch 40

(Geankoplis, App A.5 hal 996)

$$D_o = 4.0000 \text{ in} = 0.1016 \text{ m} = 0.3333 \text{ ft}$$

$$D_i = 3.5480 \text{ in} = 0.0901 \text{ m} = 0.2957 \text{ ft}$$

$$A = 0.0687 \text{ ft}^2 = 0.0064 \text{ m}^2$$

$$v = 1.1466 \text{ ft/s} = 1258.1818 \text{ m/jam}$$

$$\mu \text{ air, 30 C} = 0.8007 \text{ cp}$$

$$\rho \text{ air, 30 C} = 996 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ campuran, 30 C} = 1039.6000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 39.6 \text{ kg/m jam}$$

$$Nre = (\rho \times D \times V) / \mu$$

$$= 2976.6776$$

(Nre >4000, Asumsi aliran turbulen benar)

Menghitung Frictional losses yang meliputi :

1. Sudden contraction

$$Kc = 0.55 \times [1 - (A2/A1)]$$

$$Kc = 0.55 \text{ (A1 > A2, maka A2/A1 dianggap = 0)}$$

$$hc = Kc (v^2 / 2a \times gc) \quad \text{dimana : } \alpha = 1$$

(aliran turbulen)

$$= 0.0112 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$gc = 32.174 \text{ ft. lb/s}^2 \cdot \text{lb}$$

2. Friksi pada pipa lurus

a. Panjang pipa dari :

$$\text{tangki ke elbow 1} = 1 \text{ m} = 3.2808 \text{ ft}$$

$$\text{elbow 1 ke pompa} = 3.5 \text{ m} = 11.4829 \text{ ft}$$

$$\text{pompa ke elbow 2} = 2 \text{ m} = 6.5617 \text{ ft}$$

$$\text{elbow 2 ke elbow 3} = 8.2 \text{ m} = 26.9029 \text{ ft}$$

$$\text{elbow 3 ke elbow 4} = 1 \text{ m} = 3.2808 \text{ ft}$$

$$\text{elbow 4 ke flokulator} = 0.4 \text{ m} = 1.3123 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa lurus total } (\Delta L) = 16.1 \text{ m} = 52.8215 \text{ ft}$$

Digunakan :

Tipe fitting atau valve	kf	Le/D
2 buah elbow 90°	0.75	35
1 buah globe valve (wide open)	6	300

(Geankoplis, Table 2.10-1)

Sehingga

$$2 \text{ Buah elbow} = n \times Le/D \times ID \text{ optimum}$$

$$= 20.697 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} = n \times Le/D \times ID \text{ optimum}$$

$$= 88.7000 \text{ ft}$$

b Friction loss

$$\text{Bahan} = \text{Commerstial steel}$$

$$\Delta L = 52.8215$$

$$ID = 0.2957$$

$$Nre = 2976.68$$

$$\varepsilon/D = 0.0005$$

$$f = 0.009$$

(figure 2.10-3, Geankoplis)

$$Ff = \underline{4 \times f \times \Delta L \times v^2}$$

$$D \times 2 \times gc$$

$$= 0.1314 \text{ ft lbf/lb}$$

3. Friksi pada elbow dan valve

$$hf = \text{untuk 2 buah elbow 90}$$

$$hf = \frac{2 \times kf \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= 0.0306 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$hf = \text{untuk 1 buah globe valve}$$

$$hf = \frac{kf \times v^2}{2 \times gc}$$

$$= 0.1226 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma hf = 0.1532 \text{ ft.lbf/lb}$$

4. Sudden Expansion

$$K_{ex} = 1 - (A_1/A_2^2) = 1 \quad , (A_2 \gg A_1)$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} (v^2)}{2 \times gc}$$

$$h_{ex} = 0.0204 \text{ ft.lbf/lb}$$

5. Total friksi

$$\Sigma f = h_c + F_f + \Sigma hf + h_{ex}$$

$$= 0.316 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Persamaan Bernoulli} : \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha gc} + (Z_2 - Z_1)(g/gc) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma f + W_2 = 0$$

Dimana :

$$P_1 = \text{Tekanan pada titik 1} : 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{Tekanan pada titik 2} : 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0$$

$$Z_2 - Z_1 = 8 - 0.4 = 7.8 \text{ m} = 25.591 \text{ ft}$$

$$g = 32.174 \text{ ft/s}^2$$

$$v_2 = 1.1466 \text{ ft/s}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$gc = 32.174 \text{ ft.lbf/s}^2 \text{ lbf}$$

$$\Sigma f = 0.316 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\rho = 1039.6000 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha gc} + (Z_2 - Z_1)(g/gc) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma f + W_2 = 0$$

$$W_s = -25.9273 \text{ ft.lbf/lb}$$

Rate volumetrik (Q) = 0.079 ft³/detik
 = 0.5892 gal/detik
 = 35.349096 gal/menit

dari figure 14-37, Timmerhaus 4th edition), didapatkan :

$$\eta \text{ pompa} = 69 \%$$

$$W_s = -(\eta \times W_p)$$

$$W_p = 17.8898 \text{ ft.lbf/lb}$$

Power Motor

$$m = 8346.588 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.1114 \text{ lb/s}$$

$$\text{BHP} = (m \times W_p)$$

$$= 91.4423 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 0.1663 \text{ hp}$$

$$= 1 \text{ hp}$$

Tenaga power penggerak

Digunakan motor 3 phasa

$$\eta \text{ motor} : 80 \%$$

(Timerhouse hal 520 figure 14)

$$\text{WHP} = \text{BHP}/\eta \text{ motor}$$

$$= 0.2078 \text{ hp}$$

$$= 1 \text{ hp}$$

Head Pompa

$$\text{Head pompa} = \Delta z + (\Sigma f \times (gc/g))$$

$$= 25.9069 \text{ ft} = 7.8964 \text{ m}$$

Spesifikasi Pompa L-322

Nama Alat	Pompa (L-141)
Fungsi	Memompa bahan dari reactor tank (R-130) ke flokulator (R-140)
Jumlah	1 unit
Type	Centrifugal pump
Bahan	Commercial steel
Kapasitas (m ³ /jam)	8.029
Power pompa (hp)	1
Head (m)	7.896414927
Ukuran pipa	4 in sch 40
Diameter pipa dalam (m)	0.0901
Diameter pipa luar (m)	0.1016
Power motor penggerak (hp)	1

5. Reaktor (R-210 A/B)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah standard dished head

serta dilengkapi dengan pengaduk dan jaket steam untuk menjaga suhu 90°C

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M tipe 316

Jumlah : 1 unit

Tekanan operasi : 101 kPa

Temperatur operasi : 90°C

Pengelasan : Double welded butt joint (E=0,8)

Faktor korosif : 2/16 in

Residence time : 2 jam 15 menit = 2.250 jam

Tabel C-4.1 Neraca Massa Masuk Reaktor (R-210)

Komponen	ρ (kg/L)	Input					
		<3>			<5>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)	%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	18.00	1502.386	1832.9106	0.00	0.000	0
Al(OH) ₃	1.170	0.00	0.000	0	98.50	1627.585	1904.274
AlF ₃	0.770	0.00	0.000	0	0.00	0.000	0
SiO ₂	2.200	0.00	0.000	0	0.20	3.305	7.2704286
H ₂ O	1.000	82.00	6844.202	6844.2019	1.30	21.481	21.480812
Total		100.0	8346.588	8677.1125	100.00	1652.370	1933.0252

Tabel C-4.2 Neraca Massa Keluar Reaktor (R-210)

Komponen	ρ (kg/L)	Output		
		#REF!		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	0.35	35.46	43.26
Al(OH) ₃	1.170	0.38	38.41	44.94
AlF ₃	0.770	17.12	1711.42	1317.79
SiO ₂	2.200	6.15	614.53	1351.96
H ₂ O	1.000	76.00	7599.15	7599.15
Total	1.036	100.0	9998.96	10357.09

Viskositas campuran = 74.00 cp = 0.074 Pa.s

Volume campuran = 10357.09 L/jam

Volume campuran total = Volume campura x Residence time

$$= 10357.09 \times 2.250$$

$$= 23303.458 \text{ L} = 75 \%$$

Sesuai desain tanki, maka volume campuran total 75% dari volume total

$$\text{Volume total} = \frac{100}{75.00} \times 23303.458$$

$$= 31071.27719 \text{ L}$$

Menghitung dimensi reaktor

$$\text{Ditetapkan : } \frac{L_s}{D} = 1.5 \quad \begin{array}{l} L_s = \text{Tinggi bejana} \\ D = \text{Diameter bejana} \end{array}$$

1. Menghitung diameter (D) dan tinggi (Ls) reaktor

$$\text{Volume tutup atas} = \text{Volume tutup bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\text{Volume silinder} = 0.5 \times \text{luas alas} \times L_s = 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tota} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah} \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s + 0.0847 \times D^3 \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.188 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3 \end{aligned}$$

$$31071.277 = D^3 (0.0847 + 0.589 + 0.0847)$$

$$D^3 = \frac{31071.277}{0.759}$$

$$D = 34.469 \text{ dm}$$

maka

$$\begin{aligned} L_s &= 1.5 \times D \\ &= 1.5 \times 34.469 \\ &= 51.704 \text{ dm} \end{aligned}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned} h_a &= h_b = 0.169 \times D \\ &= 0.169 \times 34.469 \\ &= 5.825 \text{ dm} \end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi reaktor (H)

$$\begin{aligned} H &= h_a + L_s + h_b \\ &= 5.825 + 51.704 + 5.825 \\ &= 63.355 \text{ dm} \end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam reaktor (H_L)

$$\text{Volume campuran dalam silin} = \text{Volume campuran} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup bawah} &= 0.085 \times D^3 \\ &= 0.085 \times 40954.082 \\ &= 3468.81 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume campuran dalam silinder} &= 23303.458 - 3468.811 \\ &= 19834.647 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi campuran dalam silinder} &= \frac{\text{Volume campuran dalam silinder}}{0.25 \times \pi \times D^2} \\ &= \frac{19834.647}{933.533} \\ &= 21.247 \text{ dm} \\ &= 2.125 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$\begin{aligned}P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14.70 \text{ psia} \\P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\&= 1.036 \times 9.806 \times 2.125 \\&= 21.581 \text{ N/m}^2 \\&= 0.000 \text{ atm} \\&= 0.0031 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\&= 0.003 + 14.700 \\&= 14.703 \text{ psia}\end{aligned}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$\begin{aligned}P_d &= 105\% \times 14.703 \\P_d &= 15.438 \text{ psia}\end{aligned}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (t_s)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = High Alloy Steel SA 240 Grade M tipe 316

Tegangan yang diijinkan (f) = 17900 psia (pada 300°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (= 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 15.438 psia

Diameter tangki (D) = 3.45 m = 135.706 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0.4.P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{15.438 \times 135.706}{2 \times ((17900 \times 0.8) - (0.4 \times 15.438))} + 0.125$$

$$\begin{aligned}T_s &= \frac{2095.062}{28627.649} + 0.125 \\&= 0.198 \text{ inci}\end{aligned}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$\begin{aligned}T_s &= \frac{3}{16} \text{ inci} \\&= 0.005 \text{ m}\end{aligned}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$\begin{aligned}OD &= D + 2T_s \\OD &= 135.706 + 0.375 \\&= 136.081 \text{ inci}\end{aligned}$$

Sesuai standar ASME maka C = 132.000 inci

$$\begin{aligned}ID &= OD - 2T_s \\&= 132.000 - 0.375 \\&= 131.625 \text{ inci}\end{aligned}$$

8. Menghitung Tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$\begin{aligned}th1 &= \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C \\th1 &= \frac{0.885 \times 15.438 \times 135.706}{2 \times ((17900 \times 0.8) - (0.4 \times 15.438))} + 0.125 \\th1 &= \frac{1854.130}{28627.649} + 0.125 \\&= 0.1898 \text{ inci}\end{aligned}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$\begin{aligned}th1 &= \frac{3}{16} \text{ inci} \\&= 0.005 \text{ m} \\th2 &= \frac{0.885 \times P_{\text{operasi}} \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C \\th2 &= \frac{0.885 \times 14.700 \times 135.706}{2 \times ((17900 \times 0.8) - (0.4 \times 14.70))} + 0.125 \\th2 &= \frac{1765.462}{28628.240} + 0.125 \\&= 0.1867 \text{ inci}\end{aligned}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$\begin{aligned}th2 &= \frac{3}{16} \text{ inci} \\&= 0.005 \text{ m}\end{aligned}$$

9. Menghitung spesifikasi dimensi pengaduk

Tipe : *Propeller*

Dari McCabe Hal 243 didapat ketentuan:

$$Da/Dt = \frac{1}{3} ; W/Da = \frac{1}{5}$$

$$E/Dt = \frac{1}{3} ; J/Dt = \frac{1}{12}$$

$$H/Dt = \frac{1}{1} ; L/Da = \frac{1}{4}$$

$$Dt = 3.343 \text{ m}$$

Jadi,

$$Da = 1.114 \text{ m} ; L = 0.279 \text{ m}$$

$$H = 3.343 \text{ m} ; W = 0.223 \text{ m}$$

$$E = 1.114 \text{ m} ; J = 0.279 \text{ m}$$

$$N = \text{putaran pengaduk ditetapkan} = 100 \text{ rpm} = 1.667 \text{ rps}$$

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = \frac{1.242 \times 1.667 \times 1036}{0.074}$$

$$N_{Re} = 28973.674$$

Menurut figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis

$$\text{Untuk } N_{Re} = 28973.674$$

$$N_p = 1.600$$

maka,

$$\begin{aligned} P &= N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \\ &= 13188.880 \text{ J/s} \\ &= 13.189 \text{ kW} \\ &= 17.686 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor

$$h \text{ motor} = 80\%$$

(Timmerhauss, p:520)

$$\begin{aligned} P &= \frac{17.686}{0.800} \\ &= 22.1079 \text{ hp} \\ &= 16.4861 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jadi, dibulatkan sesuai standar motor yaitu 18,5 kW

10. Menghitung spesifikasi jaket

Jaket pemanas dirancang untuk mempertahankan suhu operasi 90°C

Luas perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times D/2 \times H_{liquid}) + (\pi \times (D/2)^2) \\ &= 20.844 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

11. Menghitung Diamater Noozle

Aliran : Turbulen

$$Q = 10357.092 \text{ L/jam} = 0.003 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$ID \text{ Optimal} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 501})$$

$$\begin{aligned} ID \text{ Optimal} &= 0.363 \times 0.003^{0.45} \times 1036^{0.13} \\ &= 0.363 \times 0.072 \times 2.466 \\ &= 0.064 \text{ m} \\ &= 2.533 \text{ inci} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis, appendix 5 hal 996

Standarisasi IE = 2,5 inci schedule 40

$$\begin{aligned} OD &= 2.875 \text{ inci} \\ &= 0.073 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= 0.247 \text{ inci} \\ &= 0.063 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= 0.003 \text{ m}^2 \\ &= 0.033 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Reaktor (R-210)

Nama	Reaktor
Kode	R-210
Fungsi	sebagai tempat reaksi $\text{Al}(\text{OH})_3$ dengan H_2SiF_6

Bahan	High-Alloy Steel SA 240 grade M type 316
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas Reaktor	31.071 m ³
Jumlah Reaktor	2 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler dan terdapat jaket untuk menjaga suhu 90°C
Tekanan Desain	15.438 psia
D, nozzle	2.875 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	3.353 meter
- ID	3.343 meter
- Ls	5.170 meter
- Ts	4.763 milimeter
2. Tutup atas	
- Tinggi	0.583 meter
- Tebal	4.763 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	0.583 meter
- Tebal	4.763 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	flat six blade turbine with disk
- Dt	3.343 meter
- Da	1.114 meter
- J	0.279 meter
- E	1.114 meter
- W	0.223 meter
- L	0.279 meter
- Putaran	100 rpm
- Daya motor	22.11 hp
5. Jaket pemanas	
- Luas	20.84 m ²

6 Centrifuge (H-310)

Fungsi : Memisahkan SiO₂ dan larutan

Jumlah : 2 unit

Tipe : Centrifuge type disk

Kondisi operasi : Tekanan 1 atm

Suhu 90°C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ kg/m ³	volume m ³ /jam	μ kg/m.jam
H ₂ SiF ₆	35.46	0.4	2160	0.0164	35.4563
Al(OH) ₃	38.41	0.4	2161	0.0178	38.4110
AlF ₃	1711.42	17	2162	0.7916	1711.418
SiO ₂	614.53	6.1	2163	0.2841	614.5254
H ₂ O	7599.15	76	996	7.6297	7599.147
TOTAL	9998.9578	100		8.7396	9998.958

Rate Massa = 9999.0 kg/jam

= 239975 kg/hari

ρ campuran = 1144 kg/m³

Viskositas Larutan = 9999.0 kg/m.jam

Rate volumetrik feed = 8.74 m³/jam

Dipakai centrifuge type disk dengan metode pemisahan sedimentasi didapat:

Diameter bowl = 24 inch (table 18-12 Perry 7^{ed})

Kec. Putar = 4000 rpm (table 18-12 Perry 7^{ed})

Power motor = 7.5 hp

Untuk type disk centrifuge dengan kec. 12000 rpm, didapat :

Diameter disk = 20 inch (table 18-13 Perry 7^{ed})

Jumlah disk = 144 unit (table 18-13 Perry 7^{ed})

Jarak antar disk = 0.4 mm (Perry 7^{ed} hal 18-113)

Settling velocity dapat dihitung dengan persamaan,

$$u_t = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) \omega^2 r_2}{18\mu} \quad (\text{Mc Cabe, eq 29.77 : 1054})$$

$$\begin{aligned}
D_p &= \text{ukuran partikel} \\
&= 0.0001 \text{ m} \\
\rho_p &= \text{density partikel} \\
&= 2160 \text{ kg/m}^3 \\
\rho &= \text{densitas fluida} \\
&= 1144.1039 \text{ kg/m}^3 \\
\omega &= \text{angular velocity} \\
&= 4000 \text{ rpm} = 66.667 \text{ rad/s} \\
r_2 &= \text{radius bowl} \\
&= 0,5D = 0,5 \times 24 = 12 \text{ inch} = 0.3048 \text{ m} \\
\mu &= \text{viskositas larutan} \\
&= 9999 \text{ kg/m.jam} \\
u_t &= \frac{(0,0001)^2(2160-1363,346)(66,6667)^2(0,3048)}{18(9,1258)} \\
u_t &= 0.000 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

Untuk mencari r_1 , dipakai persamaan, *(Mc Cabe, eq 29.75 : 1054)*

$$\begin{aligned}
q &= \frac{\pi b \omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2 (r_2^2 - r_1^2)}{18\mu \ln(r_2/r_1)} \\
q &= \text{volumetrik flow rate} \\
&= 0.0024 \text{ m}^3/\text{s} \\
b &= \text{tinggi bowl, diasumsikan 1,5 kali jari-jari} \\
&= 1,5 r^2 = 0.4572 \text{ m} \\
0.002 &= \frac{0.065 (0.0929 - r_1^2)}{49.995 \ln(0.3048/r_1)} \\
r_1 &= 5.3725E-13 \\
s &= \frac{r_2 - r_1}{2} = \frac{0.3048 - 5.3725E-13}{2} \\
&= 0.152
\end{aligned}$$

Residence time (t_T) dapat dihitung dengan persamaan (*Mc Cabe, eq 29.78 : 1054*)

$$u_t = \frac{s}{t_T}$$

$$0.000 = \frac{0.1524}{t_T}$$

$$t_T = 553.64 \text{ s}$$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	Centrifuge type disk (H-230)
Fungsi	Memisahkan SiO ₂
Rate volumetrik feed	209.7 m ³ / hr
Diameter bowl	24 inch = 0.610 m
Diameter disk	20 inch = 0.495 m
Jumlah disk	144 unit
Kec. Putar	4000 rpm
Settling velocity	0.000 m/s
Residence time	553.64 s
Power motor	7.5 hp
Jumlah	1 unit

$$\text{Volume silinder} = 0.5 \times \text{luas alas} \times L_s = 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s$$

$$\text{Volume total} = \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah}$$

$$= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s + 0.085 \times D^3$$

$$= 0.0847 \times D^3 + 0.188 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3$$

$$3866.0504 = D^3 (0.0847 + 0.589 + 0.0847)$$

$$D^3 = \frac{3866.050}{0.759}$$

$$D = 17.208 \text{ dm}$$

maka

$$L_s = 1.50 \times D$$

$$= 1.50 \times 17.208$$

$$= 25.812 \text{ dm}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$hb = 0.169 \times D$$

$$= 0.169 \times 17.208$$

$$= 2.908 \text{ dm}$$

3. Menghitung tinggi (H)

$$H = L_s + hb$$

$$= 25.812 + 2.908$$

$$= 28.720 \text{ dm}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam (H_L)

$$\text{Volume campuran dalam silind} = \text{Volume campuran} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0.085 \times D^3$$

$$= 0.085 \times 5095.721$$

$$= 431.608 \text{ L}$$

$$\text{Volume campuran dalam silind} = 2899.538 - 431.608$$

$$= 2467.930 \text{ L}$$

$$\text{Tinggi campuran dalam silin} = \frac{\text{Volume campuran dalam silinde}}{0.25 \times \pi \times D^2}$$

$$= \frac{2467.930}{232.667}$$

$$= 10.607 \text{ dm}$$

$$= 1.061 \text{ m}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.700 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times H$$

$$= 1169.850 \times 9.806 \times 1.061$$

$$= 12168.020 \text{ N/m}^2$$

$$= 0.120 \text{ atm}$$

$$= 1.765 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1.765 + 14.700 \\ &= 16.465 \text{ psia} \end{aligned}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$P_d = 105\% \times 16.465$$

$$P_d = 17.289 \text{ psia}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (ts)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = Carbon Steel SA 129 grade A

Tegangan yang diijinkan (f) = 10000 psia (pada 300°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (E = 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 17.289 psia

Diameter tangki (D) = 1.721 m = 67.7486 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0.4.P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{17.289 \times 67.749}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 17.289))} + 0.125$$

$$T_s = \frac{1171.277}{15986.169} + 0.125$$

$$= 0.198 \text{ inci}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$T_s = \frac{5}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.008 \text{ m}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$OD = D + 2T_s$$

$$OD = 67.749 + 0.625$$

$$= 68.374 \text{ inci}$$

Sesuai standar ASME maka $OE = 136.000 \text{ inci}$

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 136.000 - 0.625$$

$$= 135.375 \text{ inci}$$

8. Menghitung tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 17.289 \times 67.749}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 17.289))} + 0.125$$

$$th1 = \frac{1036.581}{15986.169} + 0.125$$

$$= 0.1898 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$th1 = \frac{4}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.006 \text{ m}$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Tanki Pengumpul 2 (F-331)

Nama	Tanki Pengumpul 1
Kode	F-331
Fungsi	sebagai tempat pengumpul hasil kristalisasi sekaligus merubah batch menjadi kontinu
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	3.866 m ³
Jumlah	2 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Tekanan Desain	17.289 psia
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	3.454 meter
- ID	3.439 meter
- Ls	2.581 meter
- Ts	7.938 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	7.938 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	2.872 meter
- Tebal	6.350 milimeter

1. Menghitung diameter (D) dan tinggi (Ls)

$$\text{Volume tutup atas} = \text{Volume tutup bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\text{Volume silinder} = 0.5 \times \text{luas alas} \times Ls = 0.5 \times 0.3 \times \pi \times D^2 \times Ls$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah} \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.3 \times \pi \times D^2 \times Ls + 0.0847 \times D^3 \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.188 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3\end{aligned}$$

$$12942.89 = D^3 (0.0847 + 0.589 + 0.0847)$$

$$D^3 = \frac{12942.890}{0.759}$$

$$D = 25.743 \text{ dm}$$

maka

$$\begin{aligned}Ls &= 1.5 \times D \\ &= 1.5 \times 25.743 \\ &= 38.614 \text{ dm}\end{aligned}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned}hb &= 0.169 \times D \\ &= 0.169 \times 25.743 \\ &= 4.351 \text{ dm}\end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi (H)

$$\begin{aligned}H &= Ls + hb \\ &= 38.614 + 4.351 \\ &= 42.965 \text{ dm}\end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam (H_L)

$$\text{Volume campuran dalam silinder} = \text{Volume campuran} - \text{volume tutup bawah}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tutup bawah} &= 0.085 \times D^3 \\ &= 0.085 \times 17059.620 \\ &= 1444.95 \text{ L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume campuran dalam silinder} &= 9707.167 - 1444.95 \\ &= 8262.217 \text{ L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi campuran dalam silinder} &= \frac{\text{Volume campuran dalam silinder}}{0.3 \times \pi \times D^2} \\ &= \frac{8262.217}{520.688} \\ &= 15.87 \text{ dm} \\ &= 1.587 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.70 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\ &= 523.771 \times 9.806 \times 1.587\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8149.898 \text{ N/m}^2 \\
 &= 0.080 \text{ atm} \\
 &= 1.182 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1.182 + 14.70 \\
 &= 15.88 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$P_d = 105\% \times 15.882$$

$$P_d = 16.68 \text{ psia}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (ts)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = Carbon Steel SA 129 grade A

Tegangan yang diijinkan (f) = 10000 psia (pada 300°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (E = 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 16.68 psia

Diameter tangki (D) = 2.574 m = 101.35 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0.4.P_d)} + C \quad \text{(Brownwell \& Young hal 254)}$$

$$T_s = \frac{16.676 \times 101.350}{2 \times ((10000 \times 0.8) - (0.4 \times 16.68))} + 0.125$$

$$T_s = \frac{1690.155}{15986.659} + 0.125$$

$$= 0.231 \text{ inci}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$T_s = \frac{5}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.008 \text{ m}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$OD = D + 2T_s$$

$$OD = 101.350 + 0.625$$

$$= 101.975 \text{ inci}$$

Sesuai standar ASME maka OD = 136.000 inci

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 136.000 - 0.625$$

$$= 135.375 \text{ inci}$$

8. Menghitung tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 16.676 \times 101.350}{2 \times ((10000 \times 0.8) - (0.4 \times 16.7))} + 0.125$$

$$th1 = \frac{1495.787}{15986.659} + 0.125$$

$$= 0.2186 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$th1 = \frac{5}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.008 \text{ m}$$

$$th2 = T_s = 0.008 \text{ m}$$

9. Menghitung spesifikasi dimensi pengaduk

Tipe : *Three blade propeler*

Dari McCabe Hal 243 didapat ketentuan:

$$Da/Dt = \frac{1}{3} ; W/Da = \frac{1}{5}$$

$$E/Dt = \frac{1}{3} ; J/Dt = \frac{1}{12}$$

$$H/Dt = \frac{1}{1} ; L/Da = \frac{1}{4}$$

$$Dt = 3.439 \text{ m}$$

Jadi,

$$Da = 1.146 \text{ m} ; L = 0.287 \text{ m}$$

$$H = 3.439 \text{ m} ; W = 0.229 \text{ m}$$

$$E = 1.146 \text{ m} ; J = 0.287 \text{ m}$$

$$N = \text{putaran pengaduk ditetapkan} = 30 \text{ rpm} = 0.500 \text{ rps}$$

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = \frac{1.314 \times 0.5 \times 523.771}{0.074}$$

$$N_{Re} = 4649.252$$

Menurut figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis

$$\text{Untuk } N_{Re} = 4649.252$$

$$N_p = 6.000$$

maka,

$$\begin{aligned} P &= N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \\ &= 777.072 \text{ J/s} \\ &= 0.777 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$= 1.042 \text{ hp}$$

Daya motor

$$h \text{ motor} = 80\%$$

(Timmerhauss, p:520)

$$P = \frac{1.042}{0.800}$$

$$= 1.303 \text{ hp}$$

$$= 0.971 \text{ kW}$$

Jadi, dibulatkan sesuai standar motor yaitu 2 kW

11. Menghitung Diamater Noozle

Aliran : Turbulen

$$Q = 6471.445 \text{ L/jam} = 0.002 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{ID Optimal} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 501})$$

$$\text{ID Optimal} = 0.363 \times 0.002^{0.45} \times 523.771^{0.13}$$

$$= 0.363 \times 0.058 \times 2.257$$

$$= 0.048 \text{ m}$$

$$= 1.876 \text{ inci}$$

Berdasarkan Geankoplis, appendix 5 hal 996

Standarisasi ID = 3 inci schedule 40

$$\text{OD} = 3.500 \text{ inci}$$

$$= 0.089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3.068 \text{ inci}$$

$$= 0.078 \text{ m}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = 0.005 \text{ m}^2$$

$$= 0.051 \text{ ft}^2$$

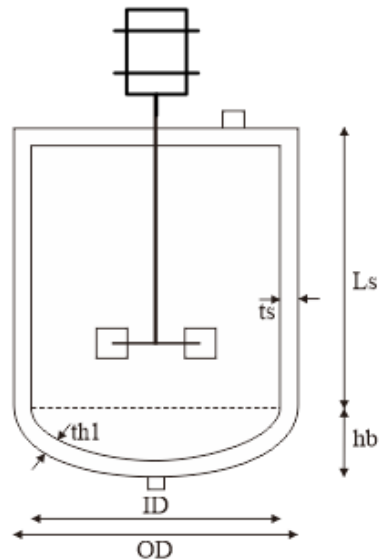
Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Tanki Pengumpul AIF3.3H2O slurry (F-331)

Nama	AIF3.3H2O slurry tank
Kode	F-331
Fungsi	sebagai tempat pengumpul hasil kristalisasi sekaligus
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	12.943 m ³
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutu bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Tekanan Desain	16.676 psia

D, nozzle	3.500 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	3.454 meter
- ID	3.439 meter
- Ls	3.861 meter
- Ts	7.938 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	7.938 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	4.296 meter
- Tebal	7.938 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>
- Dt	3.439 meter
- Da	1.146 meter
- J	0.287 meter
- E	1.146 meter
- W	0.229 meter
- L	0.287 meter
- Putaran	30 rpm
Daya Motor	2.000 kW

9. Tangki Penampungan (F-333)



Gambar C.21-1. Tanki Penampung 3 (F-333)

Fungsi	: Menampung mother liquor
Bentuk	: Silinder dengan tutup bawah standar dished head dan tutup atas flat
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 129 grade A
Jumlah	: 1 unit
Temperatur	: 90.000 °C
Tekanan	: 1 atm
Jenis Pengelasan	: <i>Double welded butt joint</i>
Faktor korosif	: 2/16 inci
Residence time	: 30 menit = 0.50 jam

Tabel C.21-1 Neraca Massa Tanki Pengumpul 3 (F-333)

Komponen	ρ (kg/L)	Input & Output		
		<11>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	0.57	70.913	86.513
Al(OH) ₃	1.170	0.62	76.822	89.882
AlF ₃	0.770	0.30	37.017	28.503
SiO ₂	2.200	22.12	2733.142	6012.913
H ₂ O	1.000	2.05	253.634	253.634
Total	0.524	100.00	12355.492	6471.445

$$\text{Viskositas campuran} = 74.000 \text{ cp} = 0.074 \text{ Pa.s}$$

$$\text{Volume campuran} = 253.634 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume campuran total} &= \text{Volume campuran} \times \text{Residence time} \\ &= 253.634 \times 0.500 \\ &= 126.817 \text{ L}\end{aligned}$$

Sesuai desain tanki, maka volume campuran total 75 % dari volume total

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= \frac{100.00}{75.00} \times 126.81702 \\ &= 169.089 \text{ L}\end{aligned}$$

Menghitung dimensi reaktor

$$\text{Ditetapkan : } \frac{L_s}{D} = 1.50 \quad \begin{array}{l} L_s = \text{Tinggi bejana} \\ D = \text{Diameter bejana} \end{array}$$

1. Menghitung diameter (D) dan tinggi (Ls)

$$\text{Volume tutup atas} = \text{Volume tutup bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\text{Volume silinder} = 0.5 \times \text{luas alas} \times L_s = 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah} \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s + 0.0847 \times D^3 \\ &= 0.0847 \times D^3 + 0.188 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3\end{aligned}$$

$$169.08936 = D^3 (0.0847 + 0.589 + 0.0847)$$

$$D^3 = \frac{169.089}{0.759}$$

$$D = 6.063 \text{ dm}$$

maka

$$\begin{aligned}L_s &= 1.50 \times D \\ &= 1.50 \times 6.063 \\ &= 9.094 \text{ dm}\end{aligned}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned}h_b &= 0.169 \times D \\ &= 0.169 \times 6.063 \\ &= 1.025 \text{ dm}\end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi (H)

$$\begin{aligned}H &= L_s + h_b \\ &= 9.094 + 1.025 \\ &= 10.119 \text{ dm}\end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi campuran (H_L)

Volume campuran dalam silinder = Volume campuran - volume tutup bawah

$$\begin{aligned}\text{Volume tutup bawah} &= 0.085 \times D^3 \\ &= 0.085 \times 222.871 \\ &= 18.877 \text{ L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume campuran dalam silinder} &= 126.817 - 18.877 \\ &= 107.940 \text{ L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi campuran dalam silinder} &= \frac{\text{Volume campuran dalam silinder}}{0.25 \times \pi \times D^2} \\ &= \frac{107.940}{28.882} \\ &= 3.737 \text{ dm} \\ &= 0.374 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.700 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times H \\ &= 523.771 \times 9.806 \times 0.374 \\ &= 1919.466 \text{ N/m}^2 \\ &= 0.019 \text{ atm} \\ &= 0.278 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 0.278 + 14.700 \\ &= 14.978 \text{ psia}\end{aligned}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$P_d = 105\% \times 14.978$$

$$P_d = 15.727 \text{ psia}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (t_s)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = Carbon Steel SA 129 grade A

Tegangan yang diijinkan (f) = 10000 psia (pada 300°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (E) = 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 15.727 psia

Diameter tangki (D) = 0.606 m = 23.8699 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f \cdot E - 0.4 \cdot P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{15.727 \quad \times \quad 23.870}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 15.727))} + 0.125$$

$$T_s = \frac{375.411}{15987.418} + 0.125$$

$$= 0.148 \text{ inci}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$T_s = \frac{4}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.006 \text{ m}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$OD = D + 2T_s$$

$$OD = 23.870 + 0.500$$

$$= 24.370 \text{ inci}$$

Sesuai standar ASME maka $OE = 90.000 \text{ inci}$

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 90.000 - 0.500$$

$$= 89.500 \text{ inci}$$

8. Menghitung tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0.1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 15.727 \times 23.870}{2 \times ((10000 \times 0.80) - (0.40 \times 15.727))} + 0.125$$

$$th1 = \frac{332.239}{15987.418} + 0.125$$

$$= 0.1458 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

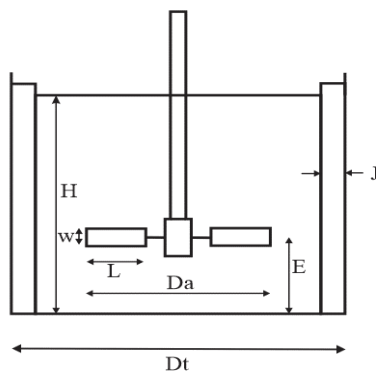
$$th1 = \frac{4}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.006 \text{ m}$$

$$th2 = T_s = 0.006 \text{ m}$$

9. Menghitung spesifikasi dimensi pengaduk

Tipe : *Three blade propeler*



Gambar C.12.2 Dimensi Pengaduk Tangki

Dari McCabe Hal 243 didapat ketentuan:

$$Da/Dt = \frac{1}{3} ; W/Da = \frac{1}{5}$$

$$E/Dt = \frac{1}{3} ; J/Dt = \frac{1}{12}$$

$$H/Dt = \frac{1}{1} ; L/Da = \frac{1}{4}$$

$$Dt = 2.273 \text{ m}$$

Jadi,

$$Da = 0.758 \text{ m} ; L = 0.189 \text{ m}$$

$$H = 2.273 \text{ m} ; W = 0.152 \text{ m}$$

$$E = 0.758 \text{ m} ; J = 0.189 \text{ m}$$

$$N = \text{putaran pengaduk ditetapkan} = 30 \text{ rpm} = 0.500 \text{ rps}$$

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = \frac{0.574 \times 0.500 \times 523.771}{0.074}$$

$$N_{Re} = 2032.134$$

Menurut figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis

$$\text{Untuk } N_{Re} = 2032.134$$

$$N_p = 1.600$$

maka,

$$\begin{aligned} P &= N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \\ &= 26.173 \text{ J/s} \\ &= 0.026 \text{ kW} \\ &= 0.035 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor

$$h \text{ motor} = 80\%$$

(Timmerhauss, p:520)

$$\begin{aligned} P &= \frac{0.035}{0.800} \\ &= 0.044 \text{ hp} \\ &= 0.033 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jadi, dibulatkan sesuai standar motor yaitu 0,064 kW = 0.064

11. Menghitung Diamater Noozle

Aliran : Transisional

$$Q = 253.634 \text{ L/jam} = 0.000 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$ID \text{ Optimal} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 501})$$

$$\begin{aligned} ID \text{ Optimal} &= 0.363 \times 0.000^{0.45} \times 523.771^{0.13} \\ &= 0.363 \times 0.014 \times 2.257 \\ &= 0.011 \text{ m} \\ &= 0.437 \text{ inci} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis, appendix 5 hal 996

Standarisasi ID = 3 inci schedule 40

$$\begin{aligned} OD &= 3.500 \text{ inci} \\ &= 0.089 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= 3.068 \text{ inci} \\ &= 0.078 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= 0.005 \text{ m}^2 \\ &= 0.051 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Tanki Pengumpul 3 (F-333)

Nama	Tanki Pengumpul 3
Kode	F-333
Fungsi	sebagai tempat pengumpul hasil kristalisasi sebelum masuk ke sentrifuge, merubah kontinu menjadi batch
Bahan	Carbon Steel SA 129 grade A
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	0.169 m ³
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler.
Tekanan Desain	15.727 psia
D, nozzle	3.500 inci

Dimensi	
1.Silinder	
- OD	2.286 meter
- ID	2.273 meter
- Ls	0.909 meter
- Ts	6.350 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	6.350 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	1.012 meter
- Tebal	6.350 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>
- Dt	2.273 meter
- Da	0.758 meter
- J	0.189 meter
- E	0.758 meter
- W	0.152 meter
- L	0.189 meter
- Putaran	30 rpm
- Daya motor	0.064 kW

10. Rotary Dryer (B-340)

Fungsi : mengeringkan dan menghilangkan hidrat kristal AlF_3

Tipe : Rotary Dryer

Kondisi Operasi

Udara kering dilebihkan 20% untuk kemungkinan heat loss dan ketika start up, shutdown, dan cleaning (Van't Land, 2012).

$$\begin{aligned} \text{Rate udara kering (Gs)} &= 1.2 \times 3982.8 \\ &= 4,779.360 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu udara masuk (T}_{G1}) = 300.000 \text{ } ^\circ\text{C} = 573.000 \text{ K}$$

$$\text{Suhu udara keluar (T}_{G2}) = 100.000 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.000 \text{ K}$$

$$\text{Suhu feed masuk (Ts1)} = 83.500 \text{ } ^\circ\text{C} = 356.500 \text{ K}$$

$$\text{Suhu kristal keluar (Ts2)} = 450.000 \text{ } ^\circ\text{C} = 723.000 \text{ K}$$

$$\text{Massa produk yang akan dikeringkan} = \text{\#REF! kg/jam}$$

1. Menentukan luas penampang (A) dan diameter (D)

Mass velocity yang diperbolehkan berada di antara 2000 hingga 25000 kg/jam.m^2 (Mc Cabe, Harriot, & Smith, 1993).

$$G_g = 2000 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \frac{G_s}{G_g} \\ &= \frac{4779.360}{2,000} \\ &= 2.39 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diketahui hubungan antara luas penampang dengan diameter rotary dryer adalah sebagai berikut :

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$2.39 = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 1.744 \text{ m}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas volumetric (Ua)

Persamaan untuk menghitung Ua adalah sebagai berikut,

$$U_a = \frac{4.75 \times G_g^{0.67}}{D}$$

Keterangan :

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetric (Btu/ft}^3 \cdot \text{jam. F)}$$

Gg = Kecepatan superficial udara (lb/jam.ft²)

D = Diameter rotary dryer (ft)

maka

$$U_a = \frac{4.75 \times 2,000^{0.67}}{1.744} \quad (\text{Mc. Cabe 5th ed, Pers 24-28, hal 796})$$
$$= 443.452 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{jam.K}$$

3. Menentukan panjang (L)

Untuk kalkulasi wet bulb temperature (Tw), operasi yang ekonomis dari rotary dryer tercapai untuk Nt pada kondisi umum yaitu 1,5 sampai 2,5 (Mujumdar, 2014).

Asumsi Nt = 1,5

$$N_t = \ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}$$
$$1.50 = \ln \frac{(573 - T_w)}{(373 - T_w)}$$

$$T_w = 315.6 \text{ K}$$

$$LMTD (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}} \quad (\text{Mc. Cabe 5th ed, Pers 24-7, hal 773})$$
$$= \frac{(573 - 316) - (373 - 316)}{\ln \frac{(573 - 316)}{(373 - 316)}}$$

$$LMTD (\Delta T)_m = 133.333 \text{ K}$$

$$Q = \Delta H_{<18>} - \Delta H_{<15>}$$
$$= 805899.059 - 334284.345$$
$$= 471614.714 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = U_a \times A \times L \times (\Delta T)_m$$

$$L = \frac{Q}{U_a \times A \times (\Delta T)_m}$$
$$L = \frac{471614.714}{443 \times 2.39 \times 133.33}$$

$$L = 3.338 \text{ m}$$

Mengecek rasio L/D

$$\frac{L}{D} = \frac{3.338}{1.744} = 1.914$$

L/D rasio yang efisien berkisar 4 hingga 10 untuk pengering industri (Perry's 7 th ed, 12-5)

4. Menentukan kecepatan putar dryer

Untuk putaran rotary dryer $N = 25/D - 35/D$ (Wallas, 1988, hal 247)

Sehingga range nilai putaran sebesar

$$N = 14.335 \text{ s.d. } 20.069 \text{ rpm}$$

$$N = \frac{30}{D} = \frac{30}{1.744} = 17.202 \text{ rpm}$$

Putaran drier bervariasi antara 2-5 rpm.

5. Menentukan waktu tinggal (θ)

Persamaan perhitungan waktu tinggal adalah sebagai berikut,

$$\theta = \frac{0.23 \times L}{S \times N^{0.9} \times D} + \frac{0.60 \times B \times L \times G}{F} \quad (\text{Perry 7th ed hal 12-55})$$

Keterangan :

θ = waktu tinggal (menit)

L = Panjang Dryer (ft)

N = kecepatan putar (rpm)

D = Diameter Dryer (ft)

G = air mass velocity (lb/h.ft²)

F = Feed rate ke dryer (lb bahan kering/jam.ft² dryer cross section)

S = Slope (ft/ft)

B = konstanta yang berdasarkan material yang diolah dan mendekati deng

$$B = 5 \times (D_p)^{-0.5}$$

$$D_p = \text{Diameter partikel produ} = 100.00 \text{ mesh} \\ = 0.010 \text{ inch} = 254 \text{ } \mu\text{m}$$

$$B = 5 \times 0.063 \\ = 0.314$$

$$\text{Feed Bahan Kering} = 2,970.896 \text{ kg/jam} \\ = 6,543.82 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Cross section area dryer} = 15\% \times \text{Area Dryer} \\ = 15\% \times 2.3897 \\ = 0.358 \text{ m}^2$$

$$F = \frac{\text{Feed Bahan Kering}}{\text{Cross section area dryer}} \\ = \frac{2,970.896}{0.358} \\ = 8,288.128 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$S = 0-8 \text{ cm/m}$$

(Perry ed. 6, halaman 20-33)

$$S = 1 \text{ cm/m}$$

$$= 0.01 \text{ ft/ft}$$

$$\theta = \frac{0.23 \times 3.338}{1.00 \times 17.2^{0.9} \times 1.744} + \frac{0.6 \times 0.314 \times 3.338 \times 2000}{8,288.128}$$

$$= 0.034 + 0.152$$

$$= 0.186 \text{ menit}$$

Residence time dari rotary dryer selama 5 sampai 90 menit
(Couper, Penney, Fair, & Walas, 2005)

6. Perhitungan Flight

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Flight} &= 1/12D - 1/8D && \text{(Perry's 7 ed, hal 12-56)} \\ &= 0.13 \times D \\ &= 0.218 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Flight} &= 2.4D \text{ s.d. } 3D && \text{(Perry's 7 ed, hal 12-54)} \\ &= 2.7 \times D \\ &= 4.709 \text{ m} \\ &= 15.445 \text{ ft} \\ &= 15 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar flight} &= \frac{\text{Keliling lingkaran}}{\text{Jumlah flight}} \\ &= \frac{\pi \times D}{15} \\ &= 0.365 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Flight} = 0.006 \text{ m}$$

7. Menghitung Power

$$N = \text{kecepatan putar dryer} = 17.202 \text{ rpm}$$

$$d = \text{diameter inside dryer} = 1.744 \text{ m}$$

$$D = \text{riding ring diameter}$$

$$D = d + 2 = 1.744 + 2 = 3.744 \text{ m}$$

$$w = \text{berat bahan masuk}$$

$$= 2115.036 \text{ kg}$$

$$W = \text{berat equipment} + \text{berat material}$$

$$J = \text{faktor pengelasan} = 0.70$$

$$\text{Berat Equipment} = \text{berat dryer} + \text{berat flight}$$

Bahan yang digunakan baik dryer dan flight adalah mild steel

$$\text{Densitas mild steel } (\rho) = 7850 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Permeabilitass stress carbon steel } (\sigma) = 124 \text{ N/mm}^2 \text{ (SA 285, Grade C)}$$

$$\text{Pressure di sekitar Dryer} = 101.33 \text{ kPa} = 0.1013 \text{ N/mm}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Design Pressure (p)} &= 1.5 \times \text{Pressure di sekitar dryer} \\
 &= 1.5 \times 0.1013 \\
 &= 0.152 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

C = dipilih nilai korosi sebesar 0,125 in /10 tahun (Timmerhaus, hal 542)

Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times D}{2 \times f \times J + p} + C \\
 &= \frac{0.152 \times 1.744}{2 \times 124 \times 0.70 + 0.152} + 3.175 \\
 &= 3.177 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

dalam rotary dryer minimal ketebalannya adalah 8 mm, maka ditentukan tebalnya menjadi 8 mm karena juga diperhitungkan pengaruh faktor korosinya

$$\begin{aligned}
 \text{Outside Diameter (OD)} &= D + 2 \times t_s \\
 &= 1743.964 + 2 \times 8 \\
 &= 1759.964 \text{ mm} \\
 &= 1.760 \text{ m} \\
 &= 5.774 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \times L}{4} \\
 &= \frac{3.14 \times 0.0561 \times 3.338}{4} \\
 &= 0.147 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Silinder} &= V_{\text{silinder}} \times \rho \\
 &= 0.147 \times 7850 \\
 &= 1,154.176 \text{ kg} \\
 &= 2542.2388 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Flight} &= \text{jumlah flight} \times \text{tinggi flight} \times \text{tebal flight} \times \text{panjang dryer} \times \text{densitas materi} \\
 &= 15.000 \times 0.218 \times 0.006 \times 3.338 \times 7850.000 \\
 &= 514.070 \text{ kg} \\
 &= 1132.313 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Equipment} &= \text{Berat Silinder} + \text{Berat Flight} \\
 &= 1,154.176 + 514.070 \\
 &= 1,668.247 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Berat Equipment} + w \\
 &= 1668.247 + 2115.04 \\
 &= 3783.283 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{bhp} &= \frac{N (4.75 \times d \times w + 0.1925 \times D \times W + 0.33 \times W)}{100000} \\
 &= \frac{17.2 (4.75 \times 1.744 \times 2115.036 + 0.1925 \times 3.744 \times 3783.283 + 0.33 \times 3783.283)}{100000} \\
 &= 3.698 \text{ bhp (Perry's 7th ed, Persm 12-60, hal 12-60)} \\
 &= 2.773 \text{ kW} = 4 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Rotary Dryer (B-340)

Nama	Rotary Dryer
Kode	B-340
Fungsi	menghilangkan hidrat AlF_3
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tidur dengan heater disepanjang badan
ID	1.744 m
OD	1.760 m
Panjang	3.338 m
Kecepatan	17.202 rpm
Waktu Tinggal	0.186 menit
Jumlah Flight	15.000 buah
Tinggi Flight	0.218 meter
Tebal Flight	0.006 milimeter
Power	2.773 kW

11. Rotary Cooler (E-350)

Fungsi : Mendinginkan kristal AlF_3

Tipe : Rotary Dryer

Kondisi Operasi

Cooling water dilebihkan 20% untuk kemungkinan heat loss dan ketika start up, shutdown dan cleaning (Van't Land, 2012).

$$\begin{aligned}\text{Rate cooling water (Gs)} &= 1.2 \times 5645.9285 \\ &= 6,775.114 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Suhu CW masuk (T}_{G1}\text{)} = 20.000 \text{ }^\circ\text{C} = 293.000 \text{ K}$$

$$\text{Suhu CW keluar (T}_{G2}\text{)} = 50.000 \text{ }^\circ\text{C} = 323.000 \text{ K}$$

$$\text{Suhu feed masuk (T}_{s1}\text{)} = 350.000 \text{ }^\circ\text{C} = 623.000 \text{ K}$$

$$\text{Suhu kristal keluar (T}_{s2}\text{)} = 40.000 \text{ }^\circ\text{C} = 313.000 \text{ K}$$

$$\text{Massa produk yang akan didinginkan} = 6,775.114 \text{ kg/jam}$$

1. Menentukan luas penampang (A) dan diameter (D)

Mass velocity yang diperbolehkan berada di antara 2000 hingga 25000 kg/jam.m^2 (Mc Cabe, Harriot, & Smith, 1993).

$$G_g = 5000 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang (A)} &= \frac{G_s}{G_g} \\ &= \frac{6775.114}{5,000} \\ &= 1.355 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Diketahui hubungan antara luas penampang dengan diameter rotary dryer adalah sebagai berikut :

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$1.355 = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 1.313 \text{ m}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas volumetric (Ua)

Persamaan untuk menghitung Ua adalah sebagai berikut,

$$U_a = \frac{4.75 \times G_g^{0.67}}{D}$$

Keterangan :

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetric (Btu/ft}^3\text{.jam. F)}$$

Gg = Kecepatan superficial udara (lb/jam.ft²)

D = Diameter rotary dryer (ft)

maka

$$U_a = \frac{4.75 \times 5,000^{0.67}}{1.313} \quad (\text{Mc. Cabe 5th ed, Pers 24-28, hal 796})$$
$$= 1088.084 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{jam.K}$$

3. Menentukan panjang (L)

Untuk kalkulasi wet bulb temperature (Tw), operasi yang ekonomis dari rotary dryer tercapai untuk Nt pada kondisi umum yaitu 1,5 sampai 2,5 (Mujumdar, 2014).

Asumsi Nt = 1,5

$$N_t = \ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}$$
$$1.50 = \ln \frac{(293 - T_w)}{(323 - T_w)}$$

$$T_w = 331.6 \text{ K}$$

$$LMTD (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}} \quad (\text{Mc. Cabe 5th ed, Pers 24-7, hal 773})$$
$$= \frac{(293 - 332) - (323 - 332)}{\ln \frac{(293 - 332)}{(323 - 332)}}$$

$$LMTD (\Delta T)_m = -20.000 \text{ K}$$

$$Q = \Delta H_{22} - \Delta H_{21}$$
$$= 28443.496 - 805899.059$$
$$= -777455.563 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = U_a \times A \times L \times (\Delta T)_m$$

$$L = \frac{Q}{U_a \times A \times (\Delta T)_m}$$

$$L = \frac{-777455.563}{1088 \times 1.355 \times -20.00}$$

$$L = 26.366 \text{ m}$$

Mengecek rasio L/D

$$\frac{L}{D} = \frac{26.366}{1.313} = 20.077$$

L/D rasio yang efisien berkisar 4 hingga 10 untuk pengering industri (Perry's 7 th ed, 12-5)

4. Menentukan kecepatan putar dryer

Untuk putaran rotary dryer $N = 25/D - 35/D$ (Wallas, 1988, hal 247)

Sehingga range nilai putaran sebesar

$$N = 19.037 \text{ s.d. } 26.652 \text{ rpm}$$

$$N = \frac{30}{D} = \frac{30}{1.313} = 22.844 \text{ rpm}$$

Putaran drier bervariasi antara 2-5 rpm.

5. Menentukan waktu tinggal (θ)

Persamaan perhitungan waktu tinggal adalah sebagai berikut,

$$\theta = \frac{0.23 \times L}{S \times N^{0.9} \times D} + \frac{0.60 \times B \times L \times G}{F} \quad (\text{Perry 7th ed hal 12-55})$$

Keterangan :

θ = waktu tinggal (menit)

L = Panjang Dryer (ft)

N = kecepatan putar (rpm)

D = Diameter Dryer (ft)

G = air mass velocity (lb/h.ft²)

F = Feed rate ke dryer (lb bahan kering/jam.ft² dryer cross section)

S = Slope (ft/ft)

B = konstanta yang berdasarkan material yang diolah dan mendekati deng

$$B = 5 \times (D_p)^{-0.5}$$

$$D_p = \text{Diameter partikel produ} = 100.00 \text{ mesh} \\ = 0.010 \text{ inch} = 254 \text{ } \mu\text{m}$$

$$B = 5 \times 0.063 \\ = 0.314$$

$$\text{Feed Bahan Kering} = 1,262.626 \text{ kg/jam} \\ = 2,781.12 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Cross section area dryer} = 15\% \times \text{Area Dryer} \\ = 15\% \times 1.3550 \\ = 0.203 \text{ m}^2$$

$$F = \frac{\text{Feed Bahan Kering}}{\text{Cross section area dryer}} \\ = \frac{1,262.626}{0.203} \\ = 6,212.079 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$S = 0-8 \text{ cm/m}$$

(Perry ed. 6, halaman 20-33)

$$S = 1 \text{ cm/m}$$

$$= 0.01 \text{ ft/ft}$$

$$\theta = \frac{0.23 \times 26.366}{1.00 \times 22.8^{0.9} \times 1.313} + \frac{0.6 \times 0.314 \times 26.366 \times 5000}{6,212.079}$$

$$= 0.276 + 3.995$$

$$= 4.271 \text{ menit}$$

6. Perhitungan Flight

$$\text{Tinggi Flight} = 1/12D - 1/8D \quad (\text{Perry's 7 ed, hal 12-56})$$

$$= 0.13 \times D$$

$$= 0.164 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Flight} = 2.4D \text{ s.d. } 3D \quad (\text{Perry's 7 ed, hal 12-54})$$

$$= 2.7 \times D$$

$$= 3.546 \text{ m}$$

$$= 11.630 \text{ ft}$$

$$= 14 \text{ buah}$$

$$\text{Jarak antar flight} = \frac{\text{Keliling lingkaran}}{\text{Jumlah flight}}$$

$$= \frac{\pi \times D}{14}$$

$$= 0.295 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Flight} = 0.006 \text{ m}$$

7. Menghitung Power

$$N = \text{kecepatan putar dryer} = 22.844 \text{ rpm}$$

$$d = \text{diameter inside dryer} = 1.313 \text{ m}$$

$$D = \text{riding ring diameter}$$

$$D = d + 2 = 1.313 + 2 = 3.313 \text{ m}$$

$$w = \text{berat bahan masuk}$$

$$= 1262.626 \text{ kg}$$

$$W = \text{berat equipment} + \text{berat material}$$

$$J = \text{faktor pengelasan} = 0.70$$

$$\text{Berat Equipment} = \text{berat dryer} + \text{berat flight}$$

Bahan yang digunakan baik dryer dan flight adalah mild steel

$$\text{Densitas mild steel } (\rho) = 7850 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Permeabilitass stress carbon steel } (= 124 \text{ N/mm}^2 \text{ (SA 285, Grade C)})$$

$$\text{Pressure di sekitar Dryer} = 101.33 \text{ kPa} = 0.1013 \text{ N/mm}^2$$

$$\text{Design Pressure } (p) = 1.5 \times \text{Pressure di sekitar dryer}$$

$$= 1.5 \times 0.1013$$

$$= 0.152 \text{ N/mm}^2$$

$$C = \text{dipilih nilai korosi sebesar } 0,125 \text{ in /10 tahun (Timmerhaus, hal 542)}$$

Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{p \times D}{2 \times f \times J + p} + C \\
 &= \frac{0.152 \times 1.313}{2 \times 124 \times 0.70 + 0.152} + 3.175 \\
 &= 3.176 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

dalam rotary dryer minimal ketebalannya adalah 8 mm, ,maka ditentukan tebalnya menjadi 8 mm karena juga diperhitungkan pengaruh faktor korosinya

$$\begin{aligned}
 \text{Outside D} &= D + 2 \times ts \\
 &= 1313.231 + 2 \times 8 \\
 &= 1329.231 \text{ mm} \\
 &= 1.329 \text{ m} \\
 &= 4.361 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ silinder} &= \frac{\pi \times (OD^2 - ID^2) \times L}{4} \\
 &= \frac{3.14 \times 0.0423 \times 26.366}{4} \\
 &= 0.876 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Silinder} &= V \text{ silinder} \times \rho \\
 &= 0.876 \times 7850 \\
 &= 6,875.422 \text{ kg} \\
 &= 15144.1 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Flight} &= \text{jumlah flight} \times \text{tinggi flight} \times \text{tebal flight} \times \text{panjang dryer} \times \text{densitas materi} \\
 &= 14.000 \times 0.164 \times 0.006 \times 26.366 \times 7850.000 \\
 &= 2853.884 \text{ kg} \\
 &= 6286.089 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Equipment} &= \text{Berat Silinder} + \text{Berat Flight} \\
 &= 6,875.422 + 2,853.884 \\
 &= 9,729.306 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Berat Equipment} + w \\
 &= 9729.31 + 1262.63 \\
 &= 10991.932 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{bhp} &= \frac{N (4.75 \times d \times w + 0.1925 \times D \times W + 0.33 \times W)}{100000} \\
 &= \frac{22.8 (4.75 \times 1.313 \times 1262.626 + 0.1925 \times 3.313 \times 10991.93}{100000} + \\
 &\quad \frac{0.33 \times 10991.93}{100000}
 \end{aligned}$$

- = 4.229 bhp (Perry's 7th ed, Persm 12-60, hal 12-60)
- = 3.172 kW
- = 4.251 hp

Spesifikasi Rotary Cooler (E-350)

Nama	Rotary Cooler
Kode	E-350
Fungsi	mendinginkan kristal AlF_3
Bahan	Carbon Steel SA 285 grade C
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	6775.114 kg/jam
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder horizontal dengan cooling water disepanjang b
ID	1.313 m
OD	1.329 m
Panjang	26.366 m
Kecepatan	22.844 rpm
Waktu Tinggal	4.271 menit
Jumlah Flight	14.000 buah
Tinggi Flight	0.164 meter
Tebal Flight	0.006 milimeter
Power	3.172 kW

12. Kristaliser (X-320 A/D)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya kristalisasi AlF_3

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah standard dished head

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M tipe 316

Jumlah : 1 unit

Tekanan operasi : 101 kPa

Temperatur operasi : 90°C

Pengelasan : *Double welded butt joint* (E=0,8)

Faktor korosif : 2/16 in

Residence time : 3.000 jam

Tabel C-6.1 Neraca Massa Masuk Kristaliser (X-320A/D)

Komponen	ρ (kg/L)	Input					
		<9>			<13>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)	%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	1.88	35.456	29.063	16.71	35.456	29.063
Al(OH) ₃	1.170	2.03	38.411	32.830	18.10	38.411	32.830
AlF ₃	0.770	89.29	1687.418	2191.452	6.24	13.251	17.209
SiO ₂	2.200	0.00	0.000	0.000	0.00	0.000	0.000
H ₂ O	1.000	6.80	128.525	128.525	58.95	125.109	125.109
Total		100.00	1889.810	2381.869	100.00	212.227	204.210

Tabel C-6.2 Neraca Massa Masuk-Keluar Kristaliser (X-320A/D)

Komponen	ρ (kg/L)	Input					
		<9>			<13>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)	%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	0.38	35.456	29.063	0.56	35.456	29.063
Al(OH) ₃	1.170	0.42	38.411	32.830	0.61	38.411	32.830
AlF ₃	0.770	18.24	1687.418	2191.452	0.21	13.251	17.209
SiO ₂	2.200	0.00	0.000	0.000	0.00	0.000	0.000
H ₂ O (l)	1.000	1.39	128.525	128.525	1.99	125.109	125.109
H ₂ O (g)	0.001	79.57	7359.147	12728381.4	96.62	6065.835	10491467.4
Total		100.00	9248.958	12730763	100.00	6278.062	10491672

Tabel C-6.3 Neraca Massa Keluar Kristaliser (X-320 A/D)

Komponen	ρ (kg/L)	Output		
		<10>		
		%w	kg/jam	Liter (dm ³)
H ₂ SiF ₆	1.220	2.24	70.913	58.125

$$= 0.169 \times 22.718$$

$$= 3.839 \text{ dm}$$

3. Menghitung tinggi reaktor (H)

$$H = h_a + L_s + h_b$$

$$= 3.839 + 34.076 + 3.839$$

$$= 41.755 \text{ dm}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam reaktor (H_L)

Volume campuran dalam silinder = Volume campuran - volume tutup bawah

$$\text{Volume tutup bawah} = 0.085 \times D^3$$

$$= 0.085 \times 11724.348$$

$$= 993.052 \text{ L}$$

$$\text{Volume slurry dalam silinder} = 6671.322 - 993.052$$

$$= 5678.269 \text{ L}$$

$$\text{Tinggi slurry dalam silinder} = \frac{\text{Volume slurry dalam silinder}}{0.25 \times \pi \times D^2}$$

$$= \frac{5678.269}{405.500}$$

$$= 14.003 \text{ dm}$$

$$= 1.400 \text{ m}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$P_{\text{operasi}} = 1.00 \text{ atm} = 14.700 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times H$$

$$= 2040.482 \times 9.806 \times 1.400$$

$$= 28018.840 \text{ N/m}^2$$

$$= 0.277 \text{ atm}$$

$$= 4.065 \text{ psia}$$

$$P_{\text{steam}} = 5.00 \text{ bar}$$

$$= 72.500 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} + P_{\text{steam}}$$

$$= 4.065 + 14.700 + 72.500$$

$$= 91.265 \text{ psia}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$P_d = 105\% \times 91.265$$

$$P_d = 95.828 \text{ psia}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (ts)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = High Alloy Steel SA 240 Grade M tipe 316

Tegangan yang diijinkan (f) = 17900 psia (pada 300°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (E = 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 95.828 psia

Diameter tangki (D) = 2.272 m = 89.4393 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0,4.P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{95.828 \times 89.439}{2 \times ((17900 \times 0.80) - (0.40 \times 95.828))} + 0.125$$

$$T_s = \frac{8570.802}{28563.337} + 0.125$$
$$= 0.425 \text{ inci}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$T_s = \frac{10}{16} \text{ inci}$$
$$= 0.016 \text{ m}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$OD = D + 2T_s$$

$$OD = 89.439 + 1.250$$
$$= 90.689 \text{ inci}$$

Sesuai standar ASME maka OE = 114.000 inci

$$ID = OE - 2T_s$$
$$= 114.000 - 1.250$$
$$= 112.750 \text{ inci}$$

8. Menghitung Tebal tutup atas (th2) dan bawah (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0,1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 95.828 \times 89.439}{2 \times ((17900 \times 0.80) - (0.40 \times 95.828))} + 0.125$$

$$th1 = \frac{7585.159}{28563.337} + 0.125$$
$$= 0.3906 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$th1 = \frac{1}{2} \text{ inci}$$

$$= 0.013 \text{ m}$$

$$th2 = \frac{0.885 \times P_{\text{operasi}} \times ID}{2 \times (f.E - 0,1.P_d)} + C$$

$$th2 = \frac{0.885 \times 95.828 \times 89.439}{2 \times ((17900 \times 0.80) - (0.40 \times 95.828))} + 0.125$$

$$th2 = \frac{7585.159}{28563.337} + 0.125$$

$$= 0.3906 \text{ inci}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$th2 = \frac{1}{2} \text{ inci}$$

$$= 0.013 \text{ m}$$

9. Menghitung spesifikasi dimensi pengaduk

Tipe : *Propeller*

Dari McCabe Hal 243 didapat ketentuan:

$$Da/Dt = \frac{1}{3} ; W/Da = \frac{1}{5}$$

$$E/Dt = \frac{1}{3} ; J/Dt = \frac{1}{12}$$

$$H/Dt = \frac{1}{1} ; L/Da = \frac{1}{4}$$

$$Dt = 2.864 \text{ m}$$

Jadi,

$$Da = 0.955 \text{ m} ; L = 0.239 \text{ m}$$

$$H = 2.864 \text{ m} ; W = 0.191 \text{ m}$$

$$E = 0.955 \text{ m} ; J = 0.239 \text{ m}$$

$$N = \text{putaran pengaduk ditetapkan} = 100 \text{ rpm} = 1.667 \text{ rps}$$

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = \frac{0.911 \times 1.667 \times 2040.482}{0.074}$$

$$N_{Re} = 41880.275$$

Menurut figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis

$$\text{Untuk } N_{Re} = 41880.275$$

$$N_p = 2.000$$

maka,

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5$$

$$= 14978.157 \text{ J/s}$$

$$= 14.978 \text{ kW}$$

$$= 20.086 \text{ hp}$$

Daya motor

$$\eta \text{ motor} = 80\%$$

(Timmerhauss, p:520)

$$P = \frac{20.086}{0.800}$$

$$= 25.107 \text{ hp}$$

$$= 18.723 \text{ kW}$$

Jadi, dibulatkan sesuai standar motor yaitu 11 kW

10. Menghitung spesifikasi jaket

Jaket pemanas dirancang untuk mempertahankan suhu operasi 90°C

Luas perpindahan panas

$$A = (\pi \times D/2 \times H_{liqt}) + (\pi \times (D/2)^2)$$

$$= 9.054 \text{ m}^2$$

11. Menghitung Diameter Noozle

Aliran : Turbulen

$$Q = 1667.830 \text{ L/jam} = 0.000 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{ID Optimal} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 501})$$

$$\text{ID Optimal} = 0.363 \times 0.000^{0.45} \times 2040.482^{0.13}$$

$$= 0.363 \times 0.032 \times 2.693$$

$$= 0.031 \text{ m}$$

$$= 1.216 \text{ inci}$$

Berdasarkan Geankoplis, appendix 5 hal 996

Standarisasi ID = 3 inci schedule 40

$$\text{OD} = 3.5 \text{ inci}$$

$$= 0.089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3.068 \text{ inci}$$

$$= 0.078 \text{ m}$$

$$\text{Luas Pipa (A)} = 0.005 \text{ m}^2$$

$$= 0.051 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Kristaliser (X-320 A/D)

Nama	Kristaliser
Kode	X-320 A/D
Fungsi	sebagai tempat kristalisasi AlF_3
Bahan	High-Alloy Steel SA 240 grade M type 316
Jenis Pengelasan	Double welded butt joint

Kapasitas	8.895 m ³
Jumlah	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head serta dilengkapi dengan propeler dan terdapat jaket untuk menjaga suhu 90°C
Tekanan Desain	95.828 psia
D, nozzle	3.500 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	2.896 meter
- ID	2.864 meter
- Ls	3.408 meter
- Ts	15.875 milimeter
2. Tutup atas	
- Tinggi	0.384 meter
- Tebal	12.700 milimeter
3. Tutup bawah	
- Tinggi	0.384 meter
- Tebal	12.700 milimeter
4. Pengaduk	
- Tipe	<i>Three blade propeller</i>
- Dt	2.864 meter
- Da	0.955 meter
- J	0.239 meter
- E	0.955 meter
- W	0.191 meter
- L	0.239 meter
- Putaran	100 rpm
- Daya motor	18.723 kW

13. Tangki Fuel (F-345)

Fungsi	: Tempat menampung fuel
Bentuk	: Silinder dengan tutup bawah flat dan tutup atas yaitu standar dished head
Bahan Konstruksi	: High-alloy Steel SA-240 grade M tipe 316
Jumlah	: 1 unit
Temperatur	: 35.000 °C
Tekanan	: 1 atm
Jenis Pengelasan	: <i>Double welded butt joint</i>
Faktor korosif	: 2/16 inci
Residence time	: 1.00 jam

$$\text{Kebutuhan fuel} = 478.977 \text{ kg/jam}$$

Tangki di desain untuk menyimpan bahan bakar bensin persediaan selama 30 hari sehingga:

$$= 11495.45 \text{ kg/hari}$$

$$= 344863.475 \text{ kg/bulan}$$

$$\rho \text{ (massa jenis)} = 0.770 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume fuel} = \text{Kebutuhan fuel} \times \rho$$

$$= 344863.475 \times 0.770$$

$$= 265544.876 \text{ L/bulan}$$

Sesuai desain tangki, maka volume campuran total 80% dari volume total

$$\text{Volume total} = \frac{100.00}{80.00} \times 265544.876$$

$$= 331931.095 \text{ L}$$

Menghitung dimensi reaktor

$$\text{Ditetapkan : } \frac{L_s}{D} = 0.50 \quad \begin{array}{l} L_s = \text{Tinggi bejana} \\ D = \text{Diameter bejana} \end{array}$$

1. Menghitung diameter (D) dan tinggi (Ls)

$$\text{Volume tutup atas} = \text{Volume tutup bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\text{Volume silinder} = 0.5 \times \text{luas alas} \times L_s = 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s$$

$$\text{Volume total} = \text{Volume tutup atas} + \text{Volume silinder} + \text{volume tutup bawah}$$

$$= 0.0847 \times D^3 + 0.5 \times 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_s + 0.0847 \times D^3$$

$$= 0.0847 \times D^3 + 0.063 \times \pi \times D^3 + 0.0847 \times D^3$$

$$331931.095 = D^3 (0.0847 + 0.196 + 0.0847)$$

$$D^3 = \frac{331931.095}{0.366}$$

$$D = 96.811 \text{ dm}$$

maka

$$L_s = 0.50 \times D$$

$$= 0.50 \times 96.811$$

$$= 48.405 \text{ dm}$$

2. Menghitung tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb)

$$h_b = 0.169 \times D$$

$$= 0.169 \times 96.811$$

$$= 16.361 \text{ dm}$$

3. Menghitung tinggi reaktor (H)

$$H = L_s + h_b$$

$$= 48.405 + 16.361$$

$$= 64.766 \text{ dm}$$

4. Menghitung tinggi campuran dalam reaktor (H_L)

Volume campuran dalam silinder = Volume campuran - volume tutup bawah

$$\text{Volume tutup bawah} = 0.085 \times D^3$$

$$= 0.085 \times 907340.544$$

$$= 76851.744 \text{ L}$$

$$\text{Volume campuran dalam silinder} = 265544.876 - 76851.744$$

$$= 188693.132 \text{ L}$$

$$\text{Tinggi campuran dalam silinder} = \frac{\text{Volume campuran dalam silinder}}{0.25 \times \pi \times D^2}$$

$$= \frac{188693.132}{7363.962}$$

$$= 25.624 \text{ dm}$$

$$= 2.562 \text{ m}$$

5. Menghitung tekanan desain (P_d)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.700 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times H$$

$$= 770.000 \times 9.806 \times 2.562$$

$$= 19347.604 \text{ N/m}^2$$

$$= 0.191 \text{ atm}$$

$$= 2.807 \text{ psia}$$

$$P_{\text{uap}} = 69.000 \text{ kPa} = 10.005 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} + P_{\text{uap}}$$

$$= 2.807 + 14.700 + 10.005$$

$$= 27.512 \text{ psia}$$

Sebagai faktor safety, P_d diambil 5% lebih besar

$$P_d = 105\% \times 27.512$$

$$P_d = 28.888 \text{ psia}$$

6. Perhitungan Tebal Silinder (ts)

Dari Brownwell & Young hal 342 diperoleh :

Material yang digunakan = High-alloy Steel SA-240 grade M tipe 316

Tegangan yang diijinkan (f) = 18750 psia (pada 200°F)

Faktor pengelasan double welded butt joint (E = 0.800

Faktor korosi (C) = 0.125

Tekanan Desain (P_d) = 28.888 psia

Diameter tangki (D) = 9.681 m = 381.144 inci

$$T_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f.E - 0,4.P_d)} + C \quad (\text{Brownwell \& Young hal 254})$$

$$T_s = \frac{28.888 \times 381.144}{2 \times ((18750 \times 0.80) - (0.40 \times 28.888))} + 0.125$$

$$T_s = \frac{11010.292}{29976.890} + 0.125$$

$$= 0.492 \text{ inci}$$

Diambil T_s menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$T_s = \frac{6}{16} \text{ inci}$$

$$= 0.01 \text{ m}$$

7. Menghitung Inside Diameter (ID)

$$OD = D + 2T_s$$

$$OD = 381.144 + 0.750$$

$$= 381.894 \text{ inci}$$

Pembulatan OD menjadi 190 inci

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 190.000 - 0.750$$

$$= 189.250 \text{ inci}$$

8. Menghitung tebal tutup atas (th1)

$$th1 = \frac{0.885 \times P_d \times ID}{2 \times (f.E - 0,1.P_d)} + C$$

$$th1 = \frac{0.885 \times 28.888 \times 189.250}{2 \times ((18750 \times 0.80) - (0.10 \times 28.888))} + 0.125$$

$$\begin{aligned} \text{th1} &= \frac{4838.259}{29994.222} + 0.125 \\ &= 0.2863 \text{ inci} \end{aligned}$$

Diambil tebal standar menurut tabel 5.7 Brownwell & Young

$$\begin{aligned} \text{th1} &= \frac{5}{16} \text{ inci} \\ &= 0.008 \text{ m} \\ \text{th2} &= T_s = 0.010 \text{ m} \end{aligned}$$

9. Menghitung diameter Noozle

Aliran : Turbulen

$$Q = 368.812 \text{ L/jam} = 0.00010245 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{ID Optimal} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 501})$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimal} &= 0.363 \times 0.000^{0,45} \times 770.000^{0,13} \\ &= 0.363 \times 0.016 \times 2.373 \\ &= 0.014 \text{ m} \\ &= 0.543 \text{ inci} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis, appendix 5 hal 996

Standarisasi ID = 0,125 inci schedule 40

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.405 \text{ inci} \\ &= 0.010 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0.269 \text{ inci} \\ &= 0.007 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Pipa (A)} &= 0.000 \text{ m}^2 \\ &= 4\text{E-}04 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan data diatas dapat diketahui sebagai berikut,

Spesifikasi Tangki Fuel (F-345)

Nama	Tangki Fuel
Kode	F-347
Fungsi	sebagai tempat penyimpanan bahan bakar bensin
Bahan	High-alloy steel grade M tipe 316
Jenis Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	331.931 m ³
Jumlah Reaktor	1 buah
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah flat.
Tekanan Desain	28.888 psia
D, nozzle	0.405 inci
Dimensi	
1. Silinder	
- OD	4.826 meter
- ID	4.807 meter
- Ls	4.841 meter
- Ts	9.525 milimeter
2. Tutup atas	
- Tebal	9.525 milimeter
- Tinggi	1.636 meter
3. Tutup bawah	
- Tebal	7.938 milimeter

APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 41 ton/hari
 = 41000 ton/hari
 = 12600 ton/tahun
 Waktu operasi = 330 hari
 Nilai tukar rupiah = Rp 14,505
 Pabrik beroperasi = 2026
 Pengadaan alat = 2024
 Lama konstruksi = 2 tahun

D.1 Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan = 1.5 ha = 15000 m²
 Harga tanah per m² = Rp 150,000
 Harga tanah total = Rp 2,250,000,000

D.2 Harga Peralatan

Apabila harga alat ditahun sebelumnya sudah diketahui, maka dapat ditentukan harga alat ditahun sekarang menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tabel D.2.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (Marshall and Swift Equipment Index)

Tahun	Index
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	390.4

Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2012. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan

$$y = m \cdot x + c$$

y = tahun

x = indeks harga

c = konstanta

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

n	Tahun (x)	Index(y)	x ²	x.y
1	1987	324.00	3948169	643788
2	1988	343.00	3952144	681884
3	1989	355.00	3956121	706095
4	1990	357.60	3960100	711624
5	1991	361.30	3964081	719348
6	1992	358.20	3968064	713534
7	1993	359.20	3972049	715886
8	1994	368.10	3976036	733991
9	1995	381.10	3980025	760295
10	1996	381.70	3984016	761873
11	1997	386.50	3988009	771841
12	1998	389.50	3992004	778221
13	1999	390.60	3996001	780809
14	2000	394.10	4000000	788200
15	2001	394.30	4004001	788994
16	2002	390.40	4008004	781581
Total	31912	5934.60	6.4E+07	1.2E+07

$$m = 4.1$$

$$c = -7869.3056$$

n	Tahun	Index
17	2014	451.4761765
18	2021	480.3964706
19	2022	484.5279412
20	2023	488.6594118
21	2024	492.7908824
22	2025	496.9223529

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

Contoh perhitungan :

Jumlah = 1 unit
 Harga 2014 = \$ 3,000

$$\begin{aligned} \text{Harga 2021} &= \frac{\text{Index tahun 2021}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{480.396}{451.476} \times \$ 3,000 \\ &= \$ 3,192 \end{aligned}$$

Tabel D.2.1 Harga Peralatan Tahun 2024

No	Nomer Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total (USD)
				2014	2024	
1	F-111	Tangki H ₂ SiF ₆	1	\$55,300	\$60,361	\$60,361
2	L-112	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
3	E-110	Heater H ₂ SiF ₆	1	\$33,700	\$36,784	\$36,784
4	F-215	Measuring vessel	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
5	F-211	Tangki Al(OH) ₃	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
6	J-212	Bucket elevator	1	\$10,600	\$11,570	\$11,570
7	F-213	Hopper Cyclone	1	\$10,800	\$11,788	\$11,788
8	F-214	Hopper Al(OH) ₃	1	\$10,800	\$11,788	\$11,788
9	J-216	Screw Feeder	1	\$5,500	\$6,003	\$6,003
10	D-217	Hot water vessel	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
11	R-210 A/B	Reaktor	2	\$458,300	\$500,239	\$1,000,478
12	H-310 A/B	Sentrifuge	2	\$102,600	\$111,989	\$223,978
13	F-321	Tangki SiO ₂ slurry	1	\$60,000	\$65,491	\$65,491
14	X-320 A/D	Crystallizer	4	\$250,600	\$273,532	\$1,094,130
15	F-331	Collection tank	1	\$28,800	\$31,435	\$31,435
16	L-332	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
17	F-333	AlF ₃ .3H ₂ O distributor	1	\$28,800	\$31,435	\$31,435
18	F-334	Tangki mother liquor	1	\$23,000	\$25,105	\$25,105
19	H-330	Sentrifuge	1	\$102,600	\$111,989	\$111,989
20	F-342	Hopper AlF ₃ .3H ₂ O kristal	1	\$15,500	\$16,918	\$16,918
21	J-343	Table feeder	1	\$2,500	\$2,729	\$2,729
22	J-344	Belt conveyor	1	\$8,000	\$8,732	\$8,732
23	B-340	Rotary Dryer	1	\$222,200	\$242,534	\$242,534
24	L-345	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
25	L-346	Fan	1	\$2,900	\$3,165	\$3,165
26	F-347	Tangki fuel	1	\$43,300	\$47,262	\$47,262
27	J-312	Belt conveyor	1	\$8,000	\$8,732	\$8,732

28	A-311	Storage SiO ₂	1	\$87,100	\$95,071	\$95,071
29	J-351	Screw Feeder	1	\$5,000	\$5,458	\$5,458
30	E-350	Cooler	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
31	F-352	Weigher AlF ₃	1	\$12,200	\$13,316	\$13,316
32	A-353	Storage AlF ₃	1	\$87,100	\$95,071	\$95,071
33	F-413	Tangki limbah cair	1	\$64,600	\$70,512	\$70,512
34	L-414	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
35	G-411	Rotary blower	1	\$6,900	\$7,531	\$7,531
36	V-410	Scrubber	1	\$10,600	\$11,570	\$11,570
37	G-412	Stuck gas	1	\$3,431	\$3,745	\$3,745
Total			42			\$3,464,706

Total Harga Peralatan (Rp) = **Rp 50,255,556,604**

D.2.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam dan Udara
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

Harga peralatan utilitas = 0.5 x Rp 50,255,556,604
= **Rp 22,615,000,472**

Total harga peralatan = Harga peralatan + Harga peralatan utilitas
= Rp 50,255,556,604 + Rp 22,615,000,471.9
= **Rp 72,870,557,076**

Kebutuhan Utilitas

Tabel D.2.2 Biaya Kebutuhan Utilitas

Utilitas	Kebutuhan	Unit	Harga (\$/kg.tahun)	Total Harga (\$)
Steam	1.683701791	lb	0.0035	0.005892956
Air	1.046358894	gal	0.0015	0.001569538
Listrik	0.000029	kW	0.1	0.0000029
Bahan Bakar	0.44837867	bbl	20	8.967573392
Harga Total(\$)				8.975038737
Harga Total(Rp)				Rp 130,183

Total Biaya Kebutuhan Utilitas = \$8.9750 x 12600000 x Rp 14,505 per tahun
= **Rp 1,640,305,004,694**

D.3 Harga Bahan dan Penjualan Produk

D.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

Kapasitas produksi = 12,600 ton/tahu = 41 ton/hari

= 41 ton/hari

Kebutuhan H₂SiF₆ = 1,494 kg/jam

Kebutuhan Al(OH)₃ = 2,011 kg/jam

Tabel D.3.1 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan kg/jam	Harga/kg		Total harga	
			USD	Rp	USD/kg	Rp/kg
1	H ₂ SiF ₆	1,494.17	\$0.335	Rp4,859	\$501	Rp7,260,429
2	Al(OH) ₃	2,010.54	\$0.277	Rp4,018	\$556.92	Rp8,078,106
Total Biaya Bahan Baku						Rp15,338,535

Total Biaya Bahan Baku per tahun = Rp15,338,535 x 24 x 330
= Rp121,481,195,759

Tabel D.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Produk	Kapasitas	Harga Rp./kg	Harga (Rp./tahun)
	kg/thn		
AIF3 98%	12,600,000	Rp 28,000	Rp 352,800,000,000

(bsn.go.id)

D.4 Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Kapasitas produksi AIF3 = 12,600 ton/tahun
Jumlah hari efektif dalam 1 t = 330 hari

Kondisi rata-rata = $\frac{12,600}{330}$ ton/tahun
= 41 ton/hari
Dengan kondisi rata - rata sel = 41 ton/hari

Berdasarkan figure 6-9 Peter & Timmerhause 4 edition,
jam kerja yang dibutuhkan adalah = 40 Jam kerja/(hari)(tahap proses)
Karena ada 6 tahapan proses dalam pabrik, maka jam kerja yang
diperlukan :

M = 40 Jam kerja/(hari)(tahap x 6 tahapan proses)
= 240 jam kerja/hari

jika 1 hari ada 3 shift, n = 8 Jam kerja / karyawan.hari

Total karyaw = 30 Orang/shift
= 90 Orang

Tabel D.4.1. Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/Bulan	Jumlah	Jumlah/Bulan
		(Rp.)		(Rp.)
1	Dewan komisaris	20,000,000	2	40,000,000
2	Direktur utama	50,000,000	1	50,000,000
3	Sekrestaris perusahaan	35,000,000	1	35,000,000
4	Direktur keuangan	40,000,000	1	40,000,000

5	Direktur produksi	40,000,000	1	40,000,000
6	Direktur pemasaran	40,000,000	1	40,000,000
7	Direktur SDM dan Umum	40,000,000	1	40,000,000
8	General Manager	20,000,000	1	20,000,000
9	Kepala bagian			0
10	Pembukuan	15,000,000	1	15,000,000
11	Proses	15,000,000	1	15,000,000
12	Quality Control	15,000,000	2	30,000,000
13	Utilitas	15,000,000	1	15,000,000
14	Maintenance	15,000,000	1	15,000,000
15	Promosi	15,000,000	1	15,000,000
16	Penjualan	15,000,000	1	15,000,000
17	Kepegawaian	15,000,000	2	30,000,000
18	Staff/Karyawan			0
19	Pembukuan	4,500,000	2	9,000,000
20	Proses	4,500,000	32	144,000,000
21	Quality Control	4,500,000	6	27,000,000
22	Utilitas	4,500,000	3	13,500,000
23	Maintenance	4,500,000	6	27,000,000
24	Promosi	4,500,000	3	13,500,000
25	Penjualan	4,500,000	3	13,500,000
26	Kepegawaian	4,500,000	1	4,500,000
27	Dokter	5,000,000	1	5,000,000
28	Perawat	4,000,000	2	8,000,000
29	Satpam	2,500,000	4	10,000,000
30	Sopir	2,500,000	3	7,500,000
31	Cleaning service	2,500,000	5	12,500,000
Total			90	750,000,000

Biaya gaji karyawan dalam 1 bulan = Rp 750,000,000

Biaya gaji karyawan selama 1 tahun = **Rp 9,000,000,000**

D.5 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC) yang terdiri :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
- c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3 Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

D.5.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

No	Pengeluaran	range	%	dari	Biaya
A	Direct cost				
1	Pengadaan alat				Rp 72,870,557,076
2	Instrumen dan kontrol	6-30%	25%	ad 1	Rp 18,217,639,269
3	Isolasi	8-9%	8%	ad 1	Rp 5,829,644,566
4	Perpipaan ter-install	10-80%	65%	ad 1	Rp 47,365,862,099
5	Perlistrikan ter-install	8-20%	15%	ad 1	Rp 10,930,583,561
6	FOB	Jumlah 1-5			Rp 155,214,286,572
7	Ongkos angkutan kapal	5-15%	10%	ad 6	Rp 15,521,428,657
8	C dan F	Jumlah 6-7			Rp 170,735,715,229
9	Biaya asuransi	0,4-1%	1%	ad 8	Rp 1,707,357,152
10	CIF	Jumlah 8-9			Rp 172,443,072,382
11	Biaya angkutan barang	10-20%	15%	ad 10	Rp 25,866,460,857
12	Pemasangan alat	35-45%	40%	ad 1	Rp 29,148,222,830
13	Bangunan Pabrik	10-70%	20%	ad 1	Rp 14,574,111,415
14	Service & yard	40-50%	40%	ad 1	Rp 29,148,222,830
15	Tanah	4-6%		ad 1	Rp 2,250,000,000
16	Direct cost	Jumlah 10-15			Rp 273,430,090,315
B	Indirect cost				
17	Engineering&supervisio	5-15%	13%	ad 16	Rp 35,545,911,741
18	Ongkos kontraktor	7-20%	18%	ad 16	Rp 49,217,416,257
19	Biaya tak terduga	5-15%	10%	FCI	Rp 39,799,268,701
20	Indirect cost	Jumlah 17-19			Rp 124,562,596,699
C	Fixed Cost Investment				
21	FCI	Jumlah 16 dan 20			Rp 397,992,687,014
D	Working Capital Invest				
22	WCI	10-20%	15%	TCI	Rp 70,234,003,591
E	Total Capital Investmer				
23	TCI	Jumlah 21 dan 22			Rp 468,226,690,605

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Direct cost} + \text{Engineering} + \text{ongkos kontraktor} \\
 &= \text{Rp } 358,193,418,312 \\
 &= \text{Rp } 397,992,687,014
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \times \text{TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + 15\% \text{ TC I} \\
 85\% \text{ TC I} &= \text{FCI} \\
 \text{TCI} &= \frac{\text{Rp } 397,992,687,014}{85\%} \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 468,226,690,605
 \end{aligned}$$

Modal investasi terbagi atas :

- 1 Modal sendiri (equity) 60% TCI = Rp 280,936,014,363
- 2 Modal pinjaman bank (loan) 40% TCI = Rp 187,290,676,242

D.5.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost)

a Manufacturing cost

No	Jenis Biaya	Range	%	Dari	Biaya
Manufacturing cost					
1	Bahan Baku dan penunjangnya				Rp9,641
2	Buruh pabrik langsung				Rp 714
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	10-25%	10%	OB	Rp 71
4	Utilitas	10-20%	10%	TPC	Rp 130,183
5	Pemeliharaan dan perbaikan	2-10%	5%	FCI	Rp 1,579
6	Operating supplies	10-20%	10%	ad 5	Rp 158
7	Laboratorium	10-20%	10%	OB	Rp 71
8	Patent and royalties	0-6%	1%	TPC	1%
Jumlah					Rp142,419
Fixed Charge					
1	Depresiasi		10%	FCI	Rp 3,159
2	Pajak lokal (kekayaan)	2-4%	2.00%	FCI	Rp 632
3	Asuransi	0,4-1%	1%		Rp 158
4	Sewa	8-10%	0	HT	0
Jumlah					Rp 3,948
Plant over-head cost					
1	Ongkos buruh				Rp 714
2	Supervise				Rp 71
3	Pemeliharaan				Rp 1,579
4	Production cost : jumlah 1-3				Rp 2,365
5	Pengeluaran plant over-head cost		70%		Rp 1,656

Total Biaya Manufacturing cost

$$\begin{aligned}
&= \Sigma(\text{manufacturing} + \text{fixed charge} + \text{pengeluaran plant over-head cost}) \\
&= \text{Rp}142,419 + 1\% \text{ TPC} + \text{Rp } 3,948 + \text{Rp } 1,656 \\
&= \text{Rp}148,023 + 1\% \text{ TPC} \\
&= \text{Rp}149,541
\end{aligned}$$

b General Expenses (Rp)

1	Administrasi	15%	Rp11,292	Rp 1,693.82
2	Distribusi dan penjualan	0%	0	Rp -
3	Biaya R&D	2%	Rp 28,000	Rp 560.00
4	Financing	12%	Rp -	Rp -
Total General Expenses (GE)				Rp 2,253.82

$$\begin{aligned}
\text{TPC} &= \text{Manufacturing} + \text{GE} \\
\text{TPC} &= \text{Rp}148,023 + 1\% \text{ TPC} + \text{Rp } 2,253.82 \\
99\% \text{ TPC} &= \text{Rp}150,276 \\
\text{TPC} &= \text{Rp}151,794 \\
&= \text{Rp } 4,794,685,890
\end{aligned}$$

sehingga

$$\begin{aligned}
\text{TPC} &= \text{Rp}151,794 = \text{Rp } 4,794,685,890 \\
\text{MC} &= \text{Rp}149,541 = \text{Rp } 4,723,495,125 \\
\text{GE} &= \text{Rp } 2,254 = \text{Rp } 71,190,765
\end{aligned}$$

D.5.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cashflow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut:

1. Modal

$$\text{Modal sendiri} = 60\%$$

$$\text{Modal pinjaman} = 40\%$$

2. Bunga bank = 13% (*Bank BNI*)

3. Laju inflasi = 8% (*Bank Indonesia*)

4. Masa konstruksi 2 tahun

Tahun pertama menggunakan 70% modal sendiri dan 30% modal pinjaman

Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman

5. Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

> Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan berbagai hal uang muka

> Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman

6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar = 10%

7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 th dgn depresia = 10%

8. Kapasitas produksi

$$\text{Tahun I} = 60\%$$

$$\text{Tahun II} = 80\%$$

Tahun III = 100%

9. Pajak pendapatan

Kurang dari < Rp 50,000,000 = 10%
 Rp 50,000,000 - Rp 100,000,000 = 15%
 > - Rp 100,000,000 = 30%

(Pajak Pendapatan :Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2000)

D.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC - Depresi
 = Rp151,794 - Rp 3,158.67
 = Rp 148,635.68
 = Rp 4,694,913,794

Tabel D.5.3.1 Biaya Operasi untuk Kapasitas 60%; 80%; dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 2,816,948,276.57
2	80%	Rp 3,755,931,035.42
3	100%	Rp 4,694,913,794.28

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir konstruksi adalah :

Tabel D.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstru	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah (Rp.)
			13%	
-2	50%	93,645,338,121	0	93,645,338,121
-1	50%	93,645,338,121	12,173,893,956	105,819,232,077
0			25,930,394,126	25,930,394,126
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				225,394,964,323

Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstru	%	Modal Sendiri Jumlah (Rp.)	Inflasi	Jumlah (Rp.)
			8%	
-2	0.5	140,468,007,181	0	140,468,007,181
-1	0.5	140,468,007,181	11,237,440,575	151,705,447,756
0			23,373,876,395	23,373,876,395
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				315,547,331,332

Total investasi pada akhir masa konstruksi:
 = Modal pinjaman + Modal sendiri
 = 225,394,964,323 + 315,547,331,332
 = Rp 540,942,295,655

Perhitungan Variabel Cost

Variabel cost (VC) = Bahan baku + utilitas + patent & royalties
 = Rp9,641 + Rp 130,183 + Rp1,518
 = Rp141,342

Perhitungan Semi Variabel Cost

Semi Variabel Cost (SVC) = Buruh pabrik + plant-over head + pengawasan pabrik +
 general expenses + laboratorium + pemeliharaan +
 plant supplies
 = Rp9,641 + Rp 1,656 + Rp 71 +
 Rp 2,254 + Rp 71 + Rp 1,579 + Rp 158
 = Rp15,431

Tabel D.9 Total Penjualan

Tahun	Kapasitas pabrik	Sisa Pinjaman(10 ⁶)	Pengembalian Pinjaman(10 ⁶)	Total Penjualan(10 ⁶)
-2				
-1				
0		Rp 225,395	0	0
1	60%	Rp 202,855	Rp 22,539	Rp211,680
2	80%	Rp 180,316	Rp 22,539	Rp282,240
3	100%	Rp 157,776	Rp 22,539	Rp352,800
4	100%	Rp 135,237	Rp 22,539	Rp352,800
5	100%	Rp 112,697	Rp 22,539	Rp352,800
6	100%	Rp 90,158	Rp 22,539	Rp352,800
7	100%	Rp 67,618	Rp 22,539	Rp352,800
8	100%	Rp 45,079	Rp 22,539	Rp352,800
9	100%	Rp 22,539	Rp 22,539	Rp352,800
10	100%	-Rp 0	Rp 22,539	Rp352,800

Tabel D.10 Total Biaya Produksi

Tahun	Bunga(10 ⁶)	Fixed cost(10 ⁶)	Variabel Cost(10 ⁶)	Semi Variabel Cost (10 ⁶)	Biaya Total Produksi
-2					
-1					
0	Rp 29,301	Rp 49,749	0	Rp 24,584	Rp -
1	Rp 26,371	Rp 49,749	Rp84,805	Rp 9,259	Rp 170,184

2	Rp 23,441	Rp 49,749	Rp113,074	Rp 12,345	Rp 198,609
3	Rp 20,511	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 227,033
4	Rp 17,581	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 224,103
5	Rp 14,651	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 221,173
6	Rp 11,721	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 218,243
7	Rp 8,790	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 215,313
8	Rp 5,860	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 212,382
9	Rp 2,930	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 209,452
10	-Rp 0	Rp 49,749	Rp141,342	Rp 15,431	Rp 206,522

Tabel D.11 Perhitungan Laba

Tahun	Kapasitas pabrik	Laba (10 ⁶)		
		Laba kotor	Pajak	Laba bersih
-2				
-1				
0				
1	60%	Rp41,496	Rp12,449	Rp29,047
2	80%	Rp83,631	Rp25,089	Rp58,542
3	100%	Rp125,767	Rp37,730	Rp88,037
4	100%	Rp128,697	Rp38,609	Rp90,088
5	100%	Rp131,627	Rp39,488	Rp92,139
6	100%	Rp134,557	Rp40,367	Rp94,190
7	100%	Rp137,487	Rp41,246	Rp96,241
8	100%	Rp140,418	Rp42,125	Rp98,292
9	100%	Rp143,348	Rp43,004	Rp100,343
10	100%	Rp146,278	Rp43,883	Rp102,394

Tabel D.12 Cashflow

Depresiasi = Rp 3,159

Tahun	Kapasitas pabrik	Cashflow(10 ⁶)	
		Gross	Net
-2			
-1			
0			
1	60%	Rp44,655	Rp32,206
2	80%	Rp86,790	Rp61,701
3	100%	Rp128,926	Rp91,195
4	100%	Rp131,856	Rp93,247
5	100%	Rp134,786	Rp95,298
6	100%	Rp137,716	Rp97,349
7	100%	Rp140,646	Rp99,400
8	100%	Rp143,576	Rp101,451

9	100%	Rp146,506	Rp103,502
10	100%	Rp149,436	Rp105,553

Tabel D.13 IRR (Internal Rate of Return)

Tahun	Cashflow		Discounted Cash Flow	
			0.230623118	
-2				
-1				
0				
1	Rp	44,654,520,609	Rp	36,286,105,762
2	Rp	86,790,036,875	Rp	57,308,591,451
3	Rp	128,925,553,142	Rp	69,177,329,970
4	Rp	131,855,687,678	Rp	57,490,831,642
5	Rp	134,785,822,215	Rp	47,755,001,817
6	Rp	137,715,956,751	Rp	39,649,146,960
7	Rp	140,646,091,287	Rp	32,904,264,099
8	Rp	143,576,225,823	Rp	27,294,929,617
9	Rp	146,506,360,359	Rp	22,632,412,811
10	Rp	149,436,494,896	Rp	18,758,840,026
WCI	Rp	70,234,003,591	Rp	70,234,003,591
Total	Rp	219,670,498,486	Rp	479,491,457,746

Tabel D.14 POT (Pay Out Period)

Tahun ke	Cash Flow		Comulative cash flow	
1	Rp	44,654,520,609	Rp	44,654,520,609
2	Rp	86,790,036,875	Rp	131,444,557,484
3	Rp	128,925,553,142	Rp	260,370,110,626
4	Rp	131,855,687,678	Rp	392,225,798,304
5	Rp	134,785,822,215	Rp	527,011,620,519
6	Rp	137,715,956,751	Rp	664,727,577,270

Interpolasi

$$\text{Rp } 131,444,557,484 \quad \text{Rp } 479,491,457,746 \quad \text{Rp } 260,370,110,626$$

$$\quad \quad \quad 2 \quad \quad \quad x \quad \quad \quad 3$$

maka nilai x

$$\frac{\text{Rp } 479,491,457,746 - \text{Rp } 131,444,557,484}{\text{Rp } 260,370,110,626 - \text{Rp } 131,444,557,484} = \frac{x - 2}{3 - 2}$$

$$\frac{\text{Rp } 348,046,900,262}{\text{Rp } 128,925,553,142} = \frac{x - 2}{1}$$

$$x = 4.699595943$$

Tabel D.15 BEP (Break Event Point)

Tahun ke	0	1
Kapasitas (%)	0	60%
Penjualan	Rp -	Rp211,680,000,000
Depresiasi	Rp 3,158,672,119	Rp 3,158,672,119
Bunga	Rp 29,301,345,362	Rp 26,371,210,826
Fixed charge	Rp 49,749,085,877	Rp 49,749,085,877
SVC	Rp 24,584,239,904	Rp 9,258,507,719
VC	0	Rp84,805,347,089
TPC	Rp 106,793,343,262	Rp 173,342,823,630
Laba kotor	-Rp 106,793,343,262	Rp38,337,176,370
Pajak	0	Rp12,448,754,547
Laba bersih	-Rp 106,793,343,262	Rp25,888,421,823
Cashflow	-Rp 103,634,671,143	Rp 29,047,093,943

interpolasi

$$\frac{-Rp\ 103,634,671,143.06 \quad 0 \quad Rp\ 29,047,093,943}{0\% \quad x \quad 60\%} = \frac{x \quad - \quad 0\%}{60\% \quad - \quad 0\%}$$

$$\frac{Rp\ 103,634,671,143}{Rp\ 132,681,765,086} = x$$

$$BEP \quad x = 47\%$$

APPENDIKS E
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 41 ton/hari
 = 41000 ton/hari
 = 12600 ton/tahun
 Waktu operasi = 330 hari
 Nilai tukar rupiah = Rp 14,505
 Pabrik beroperasi = 2026
 Pengadaan alat = 2024
 Lama konstruksi = 2 tahun

E.1 Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan = 1.5 ha = 15000 m²
 Harga tanah per m² = Rp 150,000
 Harga tanah total = Rp 2,250,000,000

E.2 Harga Peralatan

Apabila harga alat ditahun sebelumnya sudah diketahui, maka dapat ditentukan harga alat ditahun sekarang menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tabel E.2.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (Marshall and Swift Equipment In

Tahun	Index
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	390.4

Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2012. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan

$$y = m \cdot x + c$$

y = tahun
 x = indeks harga
 c = konstanta

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

n	Tahun (x)	Index(y)	x ²	x.y
1	1987	324.00	3948169	643788
2	1988	343.00	3952144	681884
3	1989	355.00	3956121	706095
4	1990	357.60	3960100	711624
5	1991	361.30	3964081	719348
6	1992	358.20	3968064	713534
7	1993	359.20	3972049	715886
8	1994	368.10	3976036	733991
9	1995	381.10	3980025	760295
10	1996	381.70	3984016	761873
11	1997	386.50	3988009	771841
12	1998	389.50	3992004	778221
13	1999	390.60	3996001	780809
14	2000	394.10	4000000	788200
15	2001	394.30	4004001	788994
16	2002	390.40	4008004	781581
Total	31912	5934.60	6.4E+07	1.2E+07

$m = 4.1$
 $c = -7869.3056$

n	Tahun	Index
17	2014	451.4761765
18	2021	480.3964706
19	2022	484.5279412
20	2023	488.6594118
21	2024	492.7908824
22	2025	496.9223529

E.2.1 Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

Contoh perhitungan :

Jumlah = 1 unit
 Harga 2014 = \$ 3,000

$$\begin{aligned} \text{Harga 2021} &= \frac{\text{Index tahun 2021}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{480.396}{451.476} \times \$ 3,000 \\ &= \$ 3,192 \end{aligned}$$

Tabel E.2.1 Harga Peralatan Tahun 2024

No	Nomer Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total (USD)
				2014	2024	
1	F-111	Tangki H ₂ SiF ₆	1	\$55,300	\$60,361	\$60,361
2	L-112	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
3	E-110	Heater H ₂ SiF ₆	1	\$33,700	\$36,784	\$36,784
4	F-215	Measuring vessel	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
5	F-211	Tangki Al(OH) ₃	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
6	J-212	Bucket elevator	1	\$10,600	\$11,570	\$11,570
7	F-213	Hopper Cyclone	1	\$10,800	\$11,788	\$11,788
8	F-214	Hopper Al(OH) ₃	1	\$10,800	\$11,788	\$11,788
9	J-216	Screw Feeder	1	\$5,500	\$6,003	\$6,003
10	D-217	Hot water vessel	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
11	R-210 A/B	Reaktor	2	\$458,300	\$500,239	\$1,000,478
12	H-310 A/B	Sentrifuge	2	\$102,600	\$111,989	\$223,978
13	F-321	Tangki SiO ₂ slurry	1	\$60,000	\$65,491	\$65,491
14	X-320 A/D	Crystallizer	4	\$250,600	\$273,532	\$1,094,130
15	F-331	Collection tank	1	\$28,800	\$31,435	\$31,435
16	L-332	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
17	F-333	AlF ₃ .3H ₂ O distributor	1	\$28,800	\$31,435	\$31,435
18	F-334	Tangki mother liquor	1	\$23,000	\$25,105	\$25,105
19	H-330	Sentrifuge	1	\$102,600	\$111,989	\$111,989
20	F-342	Hopper AlF ₃ .3H ₂ O kristal	1	\$15,500	\$16,918	\$16,918
21	J-343	Table feeder	1	\$2,500	\$2,729	\$2,729
22	J-344	Belt conveyor	1	\$8,000	\$8,732	\$8,732
23	B-340	Rotary Dryer	1	\$222,200	\$242,534	\$242,534
24	L-345	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
25	L-346	Fan	1	\$2,900	\$3,165	\$3,165
26	F-347	Tangki fuel	1	\$43,300	\$47,262	\$47,262
27	J-312	Belt conveyor	1	\$8,000	\$8,732	\$8,732

28	A-311	Storage SiO ₂	1	\$87,100	\$95,071	\$95,071
29	J-351	Screw Feeder	1	\$5,000	\$5,458	\$5,458
30	E-350	Cooler	1	\$10,000	\$10,915	\$10,915
31	F-352	Weigher AlF ₃	1	\$12,200	\$13,316	\$13,316
32	A-353	Storage AlF ₃	1	\$87,100	\$95,071	\$95,071
33	F-413	Tangki limbah cair	1	\$64,600	\$70,512	\$70,512
34	L-414	Pompa Sentrifugal	1	\$15,200	\$16,591	\$16,591
35	G-411	Rotary blower	1	\$6,900	\$7,531	\$7,531
36	V-410	Scrubber	1	\$10,600	\$11,570	\$11,570
37	G-412	Stuck gas	1	\$3,431	\$3,745	\$3,745
38	Controller suhu		1	\$80	\$87	\$87
Total			43			\$3,464,793

Total Harga Peralatan (Rp) = **Rp 50,256,822,401**

E.2.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam dan Udara
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan utilitas} &= 0.45 \times \text{Rp } 50,256,822,401 \\ &= \mathbf{Rp22,615,570,080.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan} &= \text{Harga peralatan} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp}50,256,822,401 + \text{Rp } 22,615,570,080.5 \\ &= \mathbf{Rp } 72,872,392,482 \end{aligned}$$

Kebutuhan Utilitas

Tabel E.2.2 Biaya Kebutuhan Utilitas

Utilitas	Kebutuhan	Unit	Harga (\$/kg.tahun)	Total Harga (\$)
Steam	1.683701791	lb	0.0035	0.005892956
Air	1.046358894	gal	0.0015	0.001569538
Listrik	0.000029	kW	0.1	2.85071E-06
Bahan Bakar	0.44837867	bbl	20	8.967573392
Harga Total(\$)				8.975038737
Harga Total(Rp)				Rp 130,183

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Kebutuhan Utilitas} &= \$8.9750 \times 12600000 \times \text{Rp } 14,505 \\ \text{per tahun} &= \text{Rp } 1,640,305,004,694 \end{aligned}$$

E.3 Harga Bahan dan Penjualan Produk

E.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

$$\text{Kapasitas produksi} = 12,600 \text{ ton/tahun} = 41 \text{ ton/hari}$$

$$= 41 \text{ ton/hari}$$

$$\text{Kebutuhan H}_2\text{SiF}_6 = 1,494 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan Al(OH)₃ = 1,686 kg/jam

Tabel E.3.1 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan kg/jam	Harga/kg		Total harga	
			USD	Rp	USD/kg	Rp/kg
1	H ₂ SiF ₆	1,494.17	\$0.335	Rp4,859	\$501	Rp7,260,429
2	Al(OH) ₃	1,685.60	\$0.277	Rp4,018	\$466.912	Rp6,772,553
Total Biaya Bahan Baku						Rp14,032,982

Total Biaya Bahan Baku per tahun = Rp14,032,982 x 24 x 330
= Rp111,141,220,463

Tabel E.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Produk	Kapasitas	Harga Rp./kg	Harga (Rp./tahun)
	kg/thn		
AIF ₃ 98%	12,600,000	Rp 28,000	Rp 352,800,000,000

(bsn.go.id)

E.4 Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Kapasitas produksi AIF₃ = 12,600 ton/tahun
Jumlah hari efektif dalam 1 t = 330 hari

Kondisi rata-rata = $\frac{12,600}{330}$ ton/tahun
= 41 ton/hari

Dengan kondisi rata - rata sel = 41 ton/hari

Berdasarkan figure 6-9 Peter & Timmerhause 4 edition,
jam kerja yang dibutuhkan adalah = 40 Jam kerja/(hari)(tahap proses)
Karena ada 6 tahapan proses dalam pabrik, maka jam kerja yang
diperlukan :

M = 40 Jam kerja/(hari)(tahap x 6 tahapan proses)
= 240 jam kerja/hari

jika 1 hari ada 3 shift, n = 8 Jam kerja / karyawan.hari

Total karyaw = 30 Orang/shift
= 90 Orang

Tabel E.4.1. Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/Bulan	Jumlah	Jumlah/Bulan
		(Rp.)		(Rp.)
1	Dewan komisaris	20,000,000	2	40,000,000
2	Direktur utama	50,000,000	1	50,000,000
3	Sekrestaris perusahaan	35,000,000	1	35,000,000
4	Direktur keuangan	40,000,000	1	40,000,000
5	Direktur produksi	40,000,000	1	40,000,000

6	Direktur pemasaran	40,000,000	1	40,000,000
7	Direktur SDM dan Umum	40,000,000	1	40,000,000
8	General Manager	20,000,000	1	20,000,000
9	Kepala bagian			0
10	Pembukuan	15,000,000	1	15,000,000
11	Proses	15,000,000	1	15,000,000
12	Quality Control	15,000,000	2	30,000,000
13	Utilitas	15,000,000	1	15,000,000
14	Maintenance	15,000,000	1	15,000,000
15	Promosi	15,000,000	1	15,000,000
16	Penjualan	15,000,000	1	15,000,000
17	Kepegawaian	15,000,000	2	30,000,000
18	Staff/Karyawan			0
19	Pembukuan	4,500,000	2	9,000,000
20	Proses	4,500,000	32	144,000,000
21	Quality Control	4,500,000	6	27,000,000
22	Utilitas	4,500,000	3	13,500,000
23	Maintenance	4,500,000	6	27,000,000
24	Promosi	4,500,000	3	13,500,000
25	Penjualan	4,500,000	3	13,500,000
26	Kepegawaian	4,500,000	1	4,500,000
27	Dokter	5,000,000	1	5,000,000
28	Perawat	4,000,000	2	8,000,000
29	Satpam	2,500,000	4	10,000,000
30	Sopir	2,500,000	3	7,500,000
31	Cleaning service	2,500,000	5	12,500,000
Total			90	750,000,000

Biaya gaji karyawan dalam 1 bulan = Rp 750,000,000

Biaya gaji karyawan selama 1 tahun = **Rp 9,000,000,000**

E.5 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total
- Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap
- a. Biaya tetap
 - b. Biaya semi variabel
 - c. Biaya variabel

E.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

E.5.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

No	Pengeluaran	range	%	dari	Biaya
A	Direct cost				
1	Pengadaan alat				Rp 72,872,392,482
2	Instrumen dan kontrol	6-30%	25%	ad 1	Rp 18,218,098,120
3	Isolasi	8-9%	8%	ad 1	Rp 5,829,791,399
4	Perpipaan ter-install	10-80%	65%	ad 1	Rp 47,367,055,113
5	Perlistrikan ter-install	8-20%	15%	ad 1	Rp 10,930,858,872
6	FOB	Jumlah 1-5			Rp 155,218,195,986
7	Ongkos angkutan kapal	5-15%	10%	ad 6	Rp 15,521,819,599
8	C dan F	Jumlah 6-7			Rp 170,740,015,584
9	Biaya asuransi	0,4-1%	1%	ad 8	Rp 1,707,400,156
10	CIF	Jumlah 8-9			Rp 172,447,415,740
11	Biaya angkutan barang	10-20%	15%	ad 10	Rp 25,867,112,361
12	Pemasangan alat	35-45%	40%	ad 1	Rp 29,148,956,993
13	Bangunan Pabrik	10-70%	20%	ad 1	Rp 14,574,478,496
14	Service & yard	40-50%	40%	ad 1	Rp 29,148,956,993
15	Tanah	4-6%		ad 1	Rp 2,250,000,000
16	Direct cost	Jumlah 10-15			Rp 273,436,920,583
B	Indirect cost				
17	Engineering&supervisio	5-15%	13%	ad 16	Rp 35,546,799,676
18	Ongkos kontraktor	7-20%	18%	ad 16	Rp 49,218,645,705
19	Biaya tak terduga	5-15%	10%	FCI	Rp 39,800,262,885
20	Indirect cost	Jumlah 17-19			Rp 124,565,708,265
C	Fixed Cost Investment				
21	FCI	Jumlah 16 dan 20			Rp 398,002,628,848
D	Working Capital Invest				
22	WCI	10-20%	15%	TCI	Rp 70,235,758,032
E	Total Capital Investmer				
23	TCI	Jumlah 21 dan 22			Rp 468,238,386,880

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Direct cost} + \text{Engineering} + \text{ongkos kontraktor} \\
 &= \text{Rp } 358,202,365,963
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 398,002,628,848$$

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 15\% \text{ TCI}$$

$$85\% \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \frac{\text{Rp } 398,002,628,848}{85\%}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 468,238,386,880$$

Modal investasi terbagi atas :

1 Modal sendiri (equity) 60% TCI = Rp 280,943,032,128.20

2 Modal pinjaman bank (loan) 40% TCI = Rp 187,295,354,752.14

E.5.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost)

a Manufacturing cost

No	Jenis Biaya	Range	%	Dari	Biaya
Manufacturing cost					
1	Bahan Baku dan penunjangnya				Rp8,821
2	Buruh pabrik langsung				Rp 714
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	10-25%	10%	OB	Rp 71
4	Utilitas	10-20%	10%	TPC	Rp 130,183
5	Pemeliharaan dan perbaikan	2-10%	5%	FCI	Rp 1,579
6	Operating supplies	10-20%	10%	ad 5	Rp 158
7	Laboratorium	10-20%	10%	OB	Rp 71
8	Patent and royalties	0-6%	1%	TPC	1%
Jumlah					Rp141,598
Fixed Charge					
1	Depresiasi		10%	FCI	Rp 3,159
2	Pajak lokal (kekayaan)	2-4%	2.00%	FCI	Rp 632
3	Asuransi	0,4-1%	1%		Rp 158
4	Sewa	8-10%	0	HT	0
Jumlah					Rp 3,948
Plant over-head cost					
1	Ongkos buruh				Rp 714
2	Supervise				Rp 71
3	Pemeliharaan				Rp 1,579
4	Production cost : jumlah 1-3				Rp 2,365
5	Pengeluaran plant over-head cost		70%		Rp 1,656

Total Biaya Manufacturing cost

$$= \sum(\text{manufacturing} + \text{fixed charge} + \text{pengeluaran plant over-head cost})$$

$$= \text{Rp}141,598 + 1\% \text{ TPC} + \text{Rp } 3,948 + \text{Rp } 1,656$$

$$= \text{Rp}147,202 + 1\% \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp}148,711$$

b General Expenses (Rp)

1	Administrasi	15%	Rp10,472	Rp 1,570.73
2	Distribusi dan penjualan	0%	0	Rp -
3	Biaya R&D	2%	Rp 28,000	Rp 560.00
4	Financing	12%	Rp -	Rp -
Total General Expenses (GE)				Rp 2,130.73

TPC = Manufacturing + GE

TPC = Rp147,202 + 1% TPC + Rp 2,130.73

99% TPC = Rp149,333

TPC = Rp150,841

= Rp 4,764,700,136

sehingga

TPC = Rp150,841 = Rp 4,764,700,136

MC = Rp148,711 = Rp 4,697,395,669

GE = Rp 2,131 = Rp 67,304,468

E.5.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cashflow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut

1. Modal

Modal sendiri = 60%

Modal pinjaman = 40%

2. Bunga bank = 13% (*Bank BNI*)3. Laju inflasi = 8% (*Bank Indonesia*)

4. Masa konstruksi 2 tahun

Tahun pertama menggunakan 70% modal sendiri dan 30% modal pinjaman

Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman

5. Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

> Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan berbagai hal uang muka

> Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman

6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar = 10%

7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 th dgn depresia = 10%

8. Kapasitas produksi

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

Tahun III = 100%

9. Pajak pendapatan

Kurang dari < Rp 50,000,000 = 10%

$$\begin{aligned} \text{Rp } 50,000,000 - \text{Rp } 100,000,000 &= 15\% \\ &> - \text{Rp } 100,000,000 = 30\% \end{aligned}$$

(Pajak Pendapatan :Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2000)

E.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresi} \\ &= \text{Rp}150,841 - \text{Rp } 3,158.75 \\ &= \text{Rp } 147,682.52 \\ &= \text{Rp } 4,664,923,056 \end{aligned}$$

Tabel E.5.3.1 Biaya Operasi untuk Kapasitas 60%; 80%; dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 2,798,953,833.62
2	80%	Rp 3,731,938,444.83
3	100%	Rp 4,664,923,056.03

E.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir konstruksi adalah :

Tabel E.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstru	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah (Rp.)
			13%	
-2	50%	93,647,677,376	0	93,647,677,376
-1	50%	93,647,677,376	12,174,198,059	105,821,875,435
0			25,931,041,865	25,931,041,865
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				225,400,594,676

Tabel E.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstru	%	Modal Sendiri Jumlah (Rp.)	Inflasi	Jumlah (Rp.)
			8%	
-2	50%	140,471,516,064	0	140,471,516,064
-1	50%	140,471,516,064	11,237,721,285	151,709,237,349
0			23,374,460,273	23,374,460,273
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				315,555,213,686

$$\begin{aligned} &\text{Total investasi pada akhir masa konstruksi:} \\ &= \text{Modal pinjaman} + \text{Modal sendiri} \end{aligned}$$

$$= 225,400,594,676 + 315,555,213,686$$

$$= \text{Rp } 540,955,808,363$$

Perhitungan Variabel Cost

$$\begin{aligned} \text{Variabel cost (VC)} &= \text{Bahan baku} + \text{utilitas} + \text{patent \& royalties} \\ &= \text{Rp}8,821 + \text{Rp } 130,183 + \text{Rp}1,508 \\ &= \text{Rp}140,512 \end{aligned}$$

Perhitungan Semi Variabel Cost

$$\begin{aligned} \text{Semi Variabel Cost (SVC)} &= \text{Buruh pabrik} + \text{plant-over head} + \text{pengawasan pabrik} + \\ &\quad \text{general expenses} + \text{laboratorium} + \text{pemeliharaan} + \\ &\quad \text{plant supplies} \\ &= \text{Rp}8,821 + \text{Rp } 1,656 + \text{Rp } 71 + \\ &\quad \text{Rp } 2,131 + \text{Rp } 71 + \text{Rp } 1,579 + \text{Rp } 158 \\ &= \text{Rp}14,487 \end{aligned}$$

Tabel E.9 Total Penjualan

Tahun	Kapasitas pabrik	Sisa Pinjaman(10 ⁶)	Pengembalian Pinjaman(10 ⁶)	Total Penjualan(10 ⁶)
-2				
-1				
0		Rp 225,401	0	0
1	60%	Rp 202,861	Rp 22,540	Rp211,680
2	80%	Rp 180,320	Rp 22,540	Rp282,240
3	100%	Rp 157,780	Rp 22,540	Rp352,800
4	100%	Rp 135,240	Rp 22,540	Rp352,800
5	100%	Rp 112,700	Rp 22,540	Rp352,800
6	100%	Rp 90,160	Rp 22,540	Rp352,800
7	100%	Rp 67,620	Rp 22,540	Rp352,800
8	100%	Rp 45,080	Rp 22,540	Rp352,800
9	100%	Rp 22,540	Rp 22,540	Rp352,800
10	100%	-Rp 0	Rp 22,540	Rp352,800

Tabel E.10 Total Biaya Produksi

Tahun	Bunga(10 ⁶)	Fixed cost(10 ⁶)	Variabel Cost(10 ⁶)	Semi Variabel Cost (10 ⁶)	Biaya Total Produksi
-2					
-1					
0	Rp 29,302	Rp 49,750	0	Rp 24,119	Rp -
1	Rp 26,372	Rp 49,750	Rp84,307	Rp 8,692	Rp 169,122
2	Rp 23,442	Rp 49,750	Rp112,410	Rp 11,590	Rp 197,191
3	Rp 20,511	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 225,261
4	Rp 17,581	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 222,331
5	Rp 14,651	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 219,401
6	Rp 11,721	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 216,470

7	Rp 8,791	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 213,540
8	Rp 5,860	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 210,610
9	Rp 2,930	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 207,680
10	-Rp 0	Rp 49,750	Rp140,512	Rp 14,487	Rp 204,750

Tabel E.11 Perhitungan Laba

Tahun	Kapasitas pabrik	Laba (10 ⁶)		
		Laba kotor	Pajak	Laba bersih
-2				
-1				
0				
1	60%	Rp42,558	Rp12,767	Rp29,791
2	80%	Rp85,049	Rp25,515	Rp59,534
3	100%	Rp127,539	Rp38,262	Rp89,277
4	100%	Rp130,469	Rp39,141	Rp91,328
5	100%	Rp133,399	Rp40,020	Rp93,380
6	100%	Rp136,330	Rp40,899	Rp95,431
7	100%	Rp139,260	Rp41,778	Rp97,482
8	100%	Rp142,190	Rp42,657	Rp99,533
9	100%	Rp145,120	Rp43,536	Rp101,584
10	100%	Rp148,050	Rp44,415	Rp103,635

Tabel E.12 Cashflow

Depresiasi = Rp 3,159

Tahun	Kapasitas pabrik	Cashflow(10 ⁶)	
		Gross	Net
-2			
-1			
0			
1	60%	Rp45,717	Rp32,950
2	80%	Rp88,207	Rp62,693
3	100%	Rp130,698	Rp92,436
4	100%	Rp133,628	Rp94,487
5	100%	Rp136,558	Rp96,538
6	100%	Rp139,488	Rp98,589
7	100%	Rp142,419	Rp100,641
8	100%	Rp145,349	Rp102,692
9	100%	Rp148,279	Rp104,743
10	100%	Rp151,209	Rp106,794

Tabel E.15 BEP (Break Event Point)

Tahun ke	0	1
Kapasitas (%)	0	60%
Penjualan	Rp -	Rp211,680,000,000
Depresiasi	Rp 3,158,751,023	Rp 3,158,751,023
Bunga	Rp 29,302,077,308	Rp 26,371,869,577
Fixed charge	Rp 49,750,328,606	Rp 49,750,328,606
SVC	Rp 24,119,231,815	Rp 8,692,317,135
VC	0	Rp84,307,248,814
TPC	Rp 106,330,388,751	Rp 172,280,515,155
Laba kotor	-Rp 106,330,388,751	Rp39,399,484,845
Pajak	0	Rp12,767,470,760
Laba bersih	-Rp 106,330,388,751	Rp26,632,014,085
Cashflow	-Rp 103,171,637,729	Rp 29,790,765,107

interpolasi

$$\frac{-Rp\ 103,171,637,728.62 \quad 0 \quad Rp\ 29,790,765,107}{0\% \quad x \quad 60\%} = \frac{x \quad - \quad 0\%}{60\% \quad - \quad 0\%}$$

$$\frac{Rp\ 103,171,637,729}{Rp\ 132,962,402,836} = \frac{x}{60\%}$$

BEP x = 47%

APPENDIKS F UTILITAS

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas produksi} &= 12600 \text{ ton/tahun} \\ &= 12600000 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Kebutuhan Air

A Air Sanitasi

1. Air untuk karyawan

Diketahui :

$$\text{Densitas air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995.68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kebutuhan air} = 120 \text{ kg/hari}$$

(WHO)

$$\text{Jumlah karyawan} = 90 \text{ orang}$$

maka total air yang dibutuhkan adalah

$$\begin{aligned}\text{Total air} &= \frac{\text{Jumlah karyawan} \times \text{kebutuhan air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{90 \times 120}{995.68} \\ &= 10.846858 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 10846.858 \text{ liter/hari}\end{aligned}$$

2. Air untuk laboratorium

Diprakirakan 20%-50% dari air untuk kebutuhan karyawan

Asumsi : 30%

$$\begin{aligned}\text{Air untuk laboratoriu} &= 30\% \times \text{air untuk karyawan} \\ &= 30\% \times 10.846858 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 3.254057529 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

3. Air untuk Pemadam Kebaran

Diprakirakan 40% dar air untuk kebutuhan sanitasi karyawan

$$\begin{aligned}\text{Air sanitasi} &= \text{air kebutuhan karyawan} + \text{air laboratorium} \\ &= 10.846858 + 3.2540575 \\ &= 14.10091596 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air untuk pemadam kebaran} &= 40\% \times 14.100916 \\ &= 5.640366383 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 5640.366383 \text{ liter/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mathbf{4. Total air sanitasi} &= 10.846858 + 3.2540575 + 14.100916 \\ &= 28.201832 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 28201.832 \text{ liter/hari}\end{aligned}$$

Jadi, kebutuhan air sanitasi di Pabrik Aluminium Fluorida sebe: 28201.83191 liter/hari

B Air Pendingin

Air Pendingin digunakan untuk proses pendinginan pada alat berikut

a. Cooler (E-350)

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= 76881.63406 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ pada } 28^{\circ}\text{C} &= 996.24 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air pendingin} &= 77.17180003 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1852123.201 \text{ liter/hari} \end{aligned}$$

Direncanakan air pendingin yang akan dipenuhi dengan ditambah sebesar 20% dari total kebutuhan air pendingin, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingin yang dibutuhkan} &= 1.2 \times \text{Total kebutuhan air pendingin} \\ \text{Jumlah air pendingin yang dibutuhkan} &= 1.2 \times 77.17180003 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 92.60616003 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

C Air Umpan Boiler

Air Umpan Boiler digunakan untuk bahan baku steam yang untuk pemanas

Kebutuhan steam pada Pabrik AIF3 dihasilkan dari *heater* (E-110).

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 24300 \text{ kg/jam} = 53572.33 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ pada } 100\text{C} &= 958.38 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, 2003}) \end{aligned}$$

$$\text{Total kebutuhan air} = 25.35528705 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Air umpan boiler akan dipenuhi dengan ditambah sebesar 20% dari total kebutuhan steam maka:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air umpan boiler yang dibutuhkan} &= 1.2 \times \text{total kebutuhan air} \\ &= 30.42634446 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 30426.34446 \text{ liter/hari} \end{aligned}$$

D Unit Penyediaan Steam

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan steam} &= 1.2 \times \text{total kebutuhan steam} \\ &= 29160 \text{ kg/hari} \\ &= 64286.79565 \text{ lb/hari} \\ &= 2678.616486 \text{ lb/jam} \\ &= 21214642.57 \text{ lb/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga Steam} = \$3.5 \text{ per } 1000 \text{ lb} \quad (\text{Timmerhause, app B table 5, 815})$$

$$\begin{aligned} \text{Total Harga Steam} &= \$74,251.2 \quad 1\$ = \text{Rp } 14,505 \\ &= \text{Rp } 1,077,014,366 \text{ per tahun} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil dengan heating value

$$\begin{aligned} \text{HV} &= 18500 \text{ Btu/lb} \\ &= 10286 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Enthalpy steam, } H_g = 303.58 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Enthalpy feed (air), } H_f = 216.59 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Dengan efisiensi} = 85\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\ &= 296.3563364 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

F Total kebutuhan air

$$\text{Air Sanitasi} = 28.201832 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air Pendingin} = 92.60616 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air Boiler} = 30.426344 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan ai} &= 151.2343364 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 39951.88503 \text{ gallon/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1664.661876 \text{ gallon/jam} \\
 &= 13184122.06 \text{ gallon/tahun} \\
 \text{Harga air} &= \$1.5 \text{ per } 1000 \text{ gal} \quad (\text{Timmerhause, app B table 5, 815}) \\
 \text{Total harga air} &= \text{Rp}286,853,536 \text{ per tahun}
 \end{aligned}$$

Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik berdasarkan alat pengelompokkan fungsinya

- a Peralatan Proses Produksi
- b Peralatan Daerah Pengolahan Air
- c Listrik untuk penerangan

a Peralatan Proses Produksi

Alat Proses	Kode alat	Hp	Jumlah	Total daya
Heater	E-110		1	0
Pompa sentrifugal	L-112	0.48	1	0.4814016
Pompa sentrifugal	L-322	1	1	1
Reaktor	R-210 A/B	22.108	2	44.215721
Collection tank	F-331	1.3026	1	1.3025676
Tangki peanampung	F-333	0.0439	1	0.0438724
Kristaliser	X-320 A/D	25.107	4	100.42854
Rotary Dryer	B-340	3.7162	1	3.7162271
Cooler	E-350	4.2506	1	4.25057
Total				155.4389

Jadi, kebutuhan listrik untuk peralatan proses dan utilitas adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik Untuk Proses} &= 155.4389 \text{ Hp} \\
 &= 155.4389 \times 0.7457 \text{ kW/Hp} \\
 &= 115.91079 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik dari PLN} &= \frac{\text{kebutuhan listrik untuk proses}}{0.8 \times 0.75} \\
 &= \frac{115.91079}{0.8 \times 0.75} \\
 &= 193.18 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penenrangan diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

$$1 \text{ m}^2 = 10.76 \text{ ft}^2$$

No	Lokasi	Ukuran	Luas		Candle	Lumen
			m2	ft2		
1	Pos Keamanan	(5x4)x2	40	430.4	10	4304
2	Parkir Tamu	5x20	100	1076.0	5	5380

3	Parkir Karyawan	20x5	100	1076.0	5	5380
4	Departemen Produksi	10x30	300	3228.0	10	32280
5	Perkantoran	20x20	400	4304.0	25	107600
6	Perpustakaan	10x10	100	1076.0	20	21520
7	Dapur	3x5	15	161.4	10	1614
8	Toilet	(3x3)x10	90	968.4	5	4842
9	Area Proses Produksi	70x30	2100	22596	30	677880
10	Laboratorium	5x10	50	538.0	10	5380
11	Aula	20x10	200	2152.0	10	21520
12	Poliklinik	5x5	25	269.0	10	2690
13	Koperasi	10x5	50	538.0	5	2690
14	Departemen Teknik	5x5	25	269.0	10	2690
15	Kantin	10x5	50	538.0	5	2690
16	Musholla	10x15	150	1614.0	5	8070
17	Pemadam Kebakaran	5x10	50	538.0	10	5380
18	Ruang Generator	5x5	25	269.0	10	2690
19	Timbangan Truk	8x5	40	430.4	5	2152
20	Bengkel	15x10	150	1614.0	10	16140
21	Garasi	10x10	100	1076.0	10	10760
22	Gudang Produk	20x10	200	2152.0	10	21520
23	Area Pembangkit Listrik	15x10	150	1614.0	10	16140
24	Area Pengolahan Air	40x10	400	4304.0	10	43040
25	Ruang Boiler	5x5	25	269.0	10	2690
26	Area Pengolahan Limbah	20x10	200	2152.0	10	21520
27	Area Perluasan	50x20	1000	10760	5	53800
28	Halaman, Taman, Jalan		4365	46967	5	234837
Total				10500		1337199

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik Penerangan} &= \frac{\text{lumen}}{0.8 \times 0.75} \times \frac{1}{19100} \\
 &= \frac{1337199}{0.8 \times 0.75} \times \frac{1}{19100} \\
 &= 116.6840314 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik Untuk Lain-lain} &= \frac{\text{kebutuhan listrik yang ditetapkan PLN}}{0.8 \times 0.75} \\
 &= \frac{10}{0.8 \times 0.75} \\
 &= 16.667 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Kebutuhan Listrik} &= 193.18465 + 116.6840314 + 16.66666667 \\
 &= 326.5353481 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Apabila ditetapkan faktor keamanan sebesar 10\%, kebutuhan listrik total menjadi} \\
 &= 326.5353481 \text{ kW} + (10\% \times 326.5353481) \text{ kW} \\
 &= 359.1888829 \text{ kW} = 0.0453521 \text{ kW/tahun}
 \end{aligned}$$

Harga Listrik = \$0.10 (Timmerhause, app B table 5, 815)

Total biaya kebutuhan listrik = Rp 521,003 per jam
= Rp 171,931,147 per tahun

Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar = 296.35634 lb/jam
= 5649571.2 bbl/tahun

Harga bahan bakar = \$20 (Timmerhause, app B table 5, 815)

Total biaya kebutuhan bahan bakar = \$112,991,424.7355
= Rp 1,638,940,615,788 per tahun

Utilitas	Kebutuhan	Unit	Harga (\$/kg.tahun)	Total Harga (\$)
Steam	1.6837018	lb	\$0.0035	\$0.0059
Air	1.0463589	gal	\$0.0015	\$0.0016
Listrik	0.000029	kW	\$0.10	\$0.0000029
Bahan Bakar	0.4483787	bbl	\$20	\$8.9676
Harga Total				\$8.9750

Total Biaya Kebutuhan Utilitas = Rp 130,183
per kg/tahun

Total Biaya Kebutuhan Utilitas = Rp 1,640,305,004,694
per tahun