

**PRARANCANGAN PABRIK *CALCIUM HYPOCHLORITE* DARI
CALCIUM HYDROXIDE DAN *HYPOCHLOROUS ACID*
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
(Perancangan Rotary Dryer (RD-301))**

(Skripsi)

Oleh

**SALSABILLA RANINTA PUTRI
NPM 1915041049**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2024

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK *CALCIUM HYPOCHLORITE* DARI *CALCIUM HYDROXIDE* DAN *HYPOCHLOROUS ACID* DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN (Perancangan Rotary Dryer (RD-301))

Oleh

SALSABILLA RANINTA PUTRI

Kalsium hipoklorit merupakan bahan kimia yang dibutuhkan paling banyak sebagai disinfektan untuk pengolahan air dan sebagai pemutih pada industri kertas dan tekstil. Kalsium hipoklorit dapat dihasilkan dari proses reaksi kalsium hidroksida dan asam hipoklorit. Pemenuhan kebutuhan kalsium hipoklorit di Indonesia masih diperoleh dari impor, sehingga perlu didirikan pabrik kalsium hipoklorit di Indonesia untuk mengurangi ketergantungan terhadap luar negeri. Penyediaan utilitas pabrik berupa unit pengolahan dan penyediaan air, unit refrigerasi, unit penyediaan *steam*, penyedia udara dan instrumentasi, serta pembangkit tenaga listrik. Kapasitas produksi pabrik direncanakan sebesar 45.000 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam 1 tahun. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Tuban, Jawa Timur. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 122 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line* dan *staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI) = Rp 697.717.852.898
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI) = Rp 123.126.679.923
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI) = Rp 820.844.532.822
<i>Total Production Cost</i>	(TPC) = Rp 1.037.634.601.528
<i>Break Even Point</i>	(BEP) = 49,37%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP) = 24,61%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) _b = 2,81 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) _a = 3,28 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) _b = 21,61%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) _a = 17,29%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF) = 23,14%

Berdasarkan pada hasil analisis, maka pendirian pabrik kalsium hipoklorit ini layak untuk dikaji lebih lanjut karena merupakan pabrik yang menguntungkan dari sisi ekonomi dan mempunyai prospek yang baik.

Kata kunci: kalsium hipoklorit, kalsium hidroksida, prarancangan, pabrik.

ABSTRACT

CALCIUM HYPOCHLORITE FACTORY PREDESIGN FROM CALCIUM HYDROXIDE AND HYPOCHLOROUS ACID WITH CAPACITY OF 45.000 TON/YEAR (Design of Rotary Dryer (RD-301))

By

SALSABILLA RANINTA PUTRI

Calcium hypochlorite is a chemical that is needed most as a disinfectant for water treatment and as a bleach in the paper and textile industries. Calcium hypochlorite can be produced from the reaction process of calcium hydroxide and hypochlorous acid. The fulfillment of calcium hypochlorite needs in Indonesia is still obtained from imports, so it is necessary to establish a calcium hypochlorite plant in Indonesia to reduce dependence on foreign countries. Provision of plant utilities in the form of water treatment and supply units, refrigeration units, steam supply units, air and instrumentation providers, and power plants. The production capacity of plant is planned to be 45,000 tons/year with 330 working days in 1 year. The factory location is planned to be established in Tuban, East Java. The required labor are 122 people with a business entity form Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational structure.

From the economic analysis obtained:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI) = Rp 697.717.852.898
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI) = Rp 123.126.679.923
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI) = Rp 820.844.532.822
<i>Total Production Cost</i>	(TPC) = Rp 1.037.634.601.528
<i>Break Even Point</i>	(BEP) = 49,37%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP) = 24,61%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) _b = 2,81 years
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) _a = 3,28 years
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) _b = 21,61%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) _a = 17,29%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF) = 23,14%

Based on the results of the analysis, the establishment of this calcium hypochlorite plant is worthy of further study because it is a profitable plant from an economic perspective and has good prospects.

Keywords: calcium hypochlorite, calcium hydroxide, predesign, plant.

**PRARANCANGAN PABRIK *CALCIUM HYPOCHLORITE* DARI
CALCIUM HYDROXIDE DAN *HYPOCHLOROUS ACID*
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Rotary Dryer (RD-301))**

Oleh
SALSABILLA RANINTA PUTRI
1915041049

Skripsi

Sebagai Salah Satu Syarat untuk Mencapai Gelar
SARJANA TEKNIK

Pada
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2024

Judul Skripsi

: **PRARANCANGAN PABRIK *CALCIUM HYPOCHLORITE* DARI *CALCIUM HYDROXIDE* DAN *HYPOCHLOROUS ACID* DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN (Tugas Khusus Perancangan *Rotary Dryer* (RD- 301))**

Nama Mahasiswa : **Salsabilla Raninta Putri**

Nomor Pokok Mahasiswa : 1915041049

Program Studi : Teknik Kimia

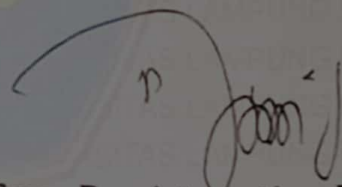
Fakultas : Teknik

MENYETUJUI

1. Komisi Pembimbing

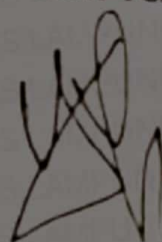


Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.
NIP. 196611111994022001



Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.
NIP. 197208252000032001

2. Ketua Jurusan Teknik Kimia



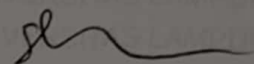
Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

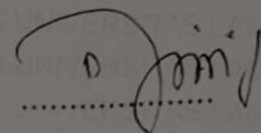
Ketua

: **Simparmin Br. Ginting, M.T.**



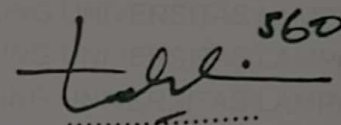
Sekretaris

: **Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.**

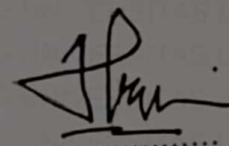


Penguji

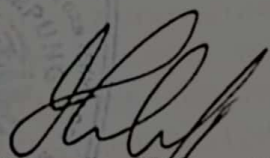
Bukan Pembimbing : **Taharuddin, S.T., M.T.**



Muhammad Haviz, S.T., M.T.



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M.Sc.

NIP. 197509282001121001

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **22 Maret 2024**

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 24 April 2024



Salsabilla Raninta Putri
NPM. 1915041049

RIWAYAT HIDUP



Salsabilla Raninta Putri, penulis dilahirkan di Tanjung Karang, Bandar Lampung pada tanggal 02 September 2001 sebagai anak pertama dari dua bersaudara dari pasangan Bapak Yendra Sisco, S.T. dan Ibu Yenni Tristiana, S.E,M.M.

Penulis menyelesaikan pendidikan pertamanya di Taman Kanak-Kanak Al-Azhar Bandar Lampung pada tahun 2007, kemudian Sekolah Dasar Negeri 1 Segala Mider pada tahun 2013, Sekolah Menengah Pertama Negeri 2 Bandar Lampung pada tahun 2016, dan Sekolah Menengah Atas Negeri 2 Bandar Lampung pada tahun 2019.

Pada tahun 2019, penulis terdaftar sebagai mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN). Pada tahun 2022, penulis melakukan Kerja Praktik di PT. BCN Unit Bungamayang, Lampung Utara dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja Defektor I dan II pada Stasiun Pemurnian”. Pada tahun yang sama, penulis melakukan penelitian dengan judul “Ekstraksi Zat Warna dari Daun Alpukat (*Persea Americana* M.) Menggunakan Metode *Ultrasonic Assisted Extraction* (Kajian Konsentrasi Pelarut dan Waktu Ekstraksi) di Laboratorium Kimia Terapan di Jurusan Teknik Kimia FT Unila.

Selama manjadi mahasiswa, penulis aktif dalam organisasi mahasiswa seperti contohnya sebagai staff magang di Departemen Hubungan Luar Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2019, staff Departemen Hubungan Luar Himatemia FT Unila periode 2020 dan periode 2021.

**Sesungguhnya hanyalah kepada Allah SWT aku
mengadukan kesusahan dan kesedihanku**

(QS.Yusuf : 86)

"Ketahuilah bahwa kemenangan bersama kesabaran, kelapangan
bersama kesempatan, dan kesulitan bersama kemudahan"

(HR. Tirmidzi)

*When you can't control what's happening, challenge yourself to
control the way you respond to what's happening. That's where your
power is.*

“Dum Spiro, Spero”

**(Selama saya bernafas, disitulah
saya berharap)**

Sebuah KaryaKu...

Dengan sepenuh hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah SWT,

*Karena kehendak-Nya, semua ini dapat ku peroleh
Atas kasih sayang-Nya, aku bisa bertahan menyelesaikan Tugas Akhir ini
Atas karunia-Nya dan berkah-Nya, aku tidak pernah merasa kekurangan.*

Ayah dan Ibu

*Terima kasih atas segala usaha, doa, dan kasih sayang yang tiada hentinya,
serta kesempatan dan kepercayaan yang telah diberikan.
Tugas akhir dan gelar yang kupersembahkan ini tidak bisa dibandingkan dengan
pengorbanan Ayah dan Ibu, semoga apa yang Ayah dan Ibu usahakan selama
ini menjadi ladang pahala di akhirat kelak, aamiin.*

Adikku Tersayang, Athallah Nabil Putra Sisco

*Terima kasih atas dukungannya dan selalu menjadi adik yang ceria, semoga
Adik juga selalu diberkahi rahmat oleh Allah SWT dan terwujud segala
impiannya, aamiin.*

Para pengajar sebagai tanda hormatku,

*Terima kasih atas ilmu, bimbingan, nasihat, dukungan dan apresiasi yang telah
diberikan selama ini yang tentunya sangat berguna dan bermanfaat*

*Diri sendiri, Terima kasih karena memutuskan tidak menyerah dan tetap
berjuang sampai akhir, sesulit apapun rintangan dan cobaan dalam proses
penyusunan tugas akhir ini tetap dihadapi dan telah menyelesaikannya sebaik
juga semaksimal mungkin.*

Sahabat-sahabatku, terima kasih atas dukungan, doa, bantuan dan ketulusannya selama ini

*Dan tak lupa kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta,
Semoga kelak berguna di kemudian hari.*

SANWACANA

Puji syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT, atas segala berkat dan rahmat-Nya sehingga tugas akhir dengan judul “ Prarancangan Pabrik *Calcium Hypochlorite* dari *Calcium Hydroxide* dan *Hypochlorous Acid* dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun (Tugas Khusus Perancangan Rotary Dryer (RD-301))” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar sarjana (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas karunia-Nya dalam penyelesaian tugas akhir ini
2. Ayah, Ibu, Adek dan Nenek serta keluarga besarku atas segala bentuk dukungan, pengorbanan, doa, kasih sayang, bantuan, kepercayaan dan semangat yang telah diberikan sehingga penulis selalu termotivasi untuk menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.
3. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.
4. Ibu Simparmin Br. Ginting. S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing I, yang telah memberikan ilmu, saran, bimbingan, nasehat, pengertian dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir serta kalimat semangat yang menjadi penguat bagi penulis. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.

5. Ibu Dr. Eng. Dewi Agustina Iryani, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II, yang telah memberikan ilmu, saran dengan perspektif yang berbeda, bimbingan, nasehat, pengertian dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir sehingga penulis mendapat banyak masukan dan sudut pandang baru yang sebelumnya tidak pernah terpikirkan. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
6. Bapak Taharuddin, S.T, M.Sc. selaku Dosen Penguji I, terima kasih telah memberikan ilmu, saran, nasehat dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
7. Bapak Muhammad Haviz, S.T, M.T. selaku Dosen Penguji II yang telah memberikan ilmu, saran, dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir, serta apresiasi positif kepada penulis . Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
8. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
9. *Partner* Tugas Akhir, Ketrine Shapa Vitaloka, yang telah berjuang dengan penuh semangat untuk bekerjasama dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Terimakasih telah menjadi *partner* yang baik dan siap sedia selama hampir 9 bulan ini menjadi pendengar yang baik dan mengatasi suka dan duka dalam menjalani tugas akhir ini. Semoga apa yang kita kerjakan dapat bermanfaat bagi kita dan juga orang lain. Semoga kita selalu diberikan kemudahan untuk urusan apapun dan sukses dimanapun kita berada.
10. Elenia Ekayana, *partner* kerja praktik dan penelitian yang telah banyak membantu dan kebersamai dalam kehidupan perkuliahan juga menyelesaikan bersama laporan penelitian, terima kasih atas dukungan, doa dan semangatnya. Terima kasih juga sudah banyak memberikan motivasi serta waktu untuk berkeluh kesah dalam penyelesaian tugas akhir ini
11. Maudy Agustina dan Kintan Adisthy Putri yang telah banyak membantu selama perkuliahan dan menjadi *partner* kerja praktik serta menjadi pendengar yang baik, tempat berkeluh kesah dan teman “*healing*” terima kasih atas keceriaan, semangat dan doanya, semoga kebaikannya selama ini diberikan balasan baik dari Tuhan, sukses untuk kita dimanapun kita berada

12. Reynold Firman Tua Sihombing dan Faiz Muna Azzahra Pradanta yang telah memberikan bantuan, dukungan, motivasi serta doanya kepada penulis dalam penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih atas waktu dan keceriaannya untuk selalu menghibur penulis
13. Ati, Aye, Aya, Nisa, Ijar, Yasmine, terima kasih telah menjadi teman yang ceria dan membantu penulis serta terima kasih atas doa dan dukungannya kepada penulis.
14. Teman-teman SMA yang masih berhubungan Rachellen, Sevira, Syifa, Moza, Alysha, Aura, dan Fadilla yang telah memberi semangat juga doa dan menghibur penulis selama penyelesaian tugas akhir ini
15. Kakak-kakak tingkat yang telah banyak memberikan bantuan, baik sumber bacaan ataupun jawaban atas pertanyaan pertanyaan yang sulit untuk penulis pahami.
16. Teman-teman angkatan 2019 yang tidak bisa disebutkan satu persatu, yang membersamai perjalanan penulis di Teknik Kimia, terima kasih banyak atas dukungannya.
17. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini.

Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan kalian dengan yang lebih baik lagi dan semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Bandar Lampung, 24 April 2024
Penulis,

Salsabilla Raninta Putri

DAFTAR ISI

COVER	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT.....	iii
HALAMAN JUDUL	iv
LEMBAR PENGESAHAN	v
PERNYATAAN.....	vii
RIWAYAT HIDUP	viii
MOTTO	ix
PERSEMBAHAN.....	x
SANWACANA	xi
DAFTAR ISI.....	xiv
DAFTAR TABEL.....	xx
DAFTAR GAMBAR	xxv
I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk.....	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.4 Analisa Pasar	3
1.4.1 Data Ekspor.....	3
1.4.2 Data Konsumsi	4
1.4.3 Data Produksi	6
1.4.2 Data Impor	6
1.5 Kapasitas Perancangan	8
1.6 Lokasi Pabrik	8

II DESKRIPSI PROSES	12
2.1 Jenis-Jenis Proses	12
2.1.1 Reaksi Sodium Hipoklorit dan Kalsium Klorida (Proses I)	12
2.1.2 Reaksi Kalsium Hidroksida dan Asam Hipoklorit (Proses II)	12
2.1.3 Reaksi Kalsium Hidroksida dan Klorin (Proses III)	13
2.1.4 Reaksi Kalsium Hidroksida, Sodium Hidroksida (Proses IV)	13
2.2 Pemilihan Proses	14
2.2.1 Proses I (Reaksi Sodium Hipoklorit dan Kalsium Klorida)	15
2.2.2 Proses II (Reaksi Kalsium Hidroksida dan Asam Hipoklorit)	22
2.2.3 Proses III (Reaksi Kalsium Hidroksida dan Klorin)	28
2.2.4 Proses IV (Reaksi Kalsium Hidroksida, Sodium Hidroksida)	35
2.3 Kinetika Reaksi	45
2.4 Uraian Proses	46
III SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK.....	48
3.1 Bahan Baku Utama	48
3.2 Bahan Baku Penunjang	50
3.3 Produk.....	51
IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....	52
4.1 Neraca Massa	52
4.1.1 <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	53
4.1.2 Reaktor (RE-201)	54
4.1.3 <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	55
4.1.4 <i>Rotary Dryer</i> (RD-401).....	56
4.2 Neraca Energi.....	58
4.2.1 <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	58
4.2.2 Reaktor (RE-201)	59
4.2.3 <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	60
4.2.4 <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	60
4.2.5 <i>Heater</i> (H-301).....	61
V SPESIFIKASI ALAT.....	63
5.1 Spesifikasi Alat Proses	63

5.1.1 <i>Solid Storage</i> (S-101)	63
5.1.2 <i>Solid Storage</i> (S-401)	64
5.1.3 <i>Storage Tank</i> (ST-101)	64
5.1.4 <i>Mixing Tank</i> (MT-101)	65
5.1.5 Reaktor (RE-201)	66
5.1.6 <i>Centrifuge</i> (CF-301)	68
5.1.7 <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	68
5.1.8 <i>Heater</i> (H-301)	69
5.1.9 <i>Hopper</i> (HP-101)	70
5.1.10 <i>Warehouse</i> (WH-401)	71
5.1.11 <i>Screw Conveyor</i> (SC-101)	71
5.1.12 <i>Screw Conveyor</i> (SC-201)	72
5.1.13 <i>Screw Conveyor</i> (SC-301)	73
5.1.14 <i>Bucket Elevator</i> (BE-101)	73
5.1.15 <i>Bucket Elevator</i> (BE-301)	74
5.1.16 <i>Belt Conveyor</i> (BC-401)	75
5.1.17 <i>Pompa Proses</i> (P-101)	75
5.1.18 <i>Pompa Proses</i> (P-102)	76
5.1.19 <i>Pompa Proses</i> (P-201)	77
5.1.20 <i>Pompa Proses</i> (P-202)	78
5.1.21 <i>Air Blower</i> (AB-301)	78
5.2 <i>Spesifikasi Alat Unit Penyediaan dan Pengolahan Air</i>	80
5.2.1 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-501)	80
5.2.2 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-502)	80
5.2.3 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-503)	81
5.2.4 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-504)	82
5.2.5 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-505)	83
5.2.6 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-506)	83
5.2.7 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-507)	84
5.2.8 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-508)	85
5.2.9 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-509)	85
5.2.10 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-510)	86
5.2.11 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-511)	87
5.2.12 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-512)	88
5.2.13 <i>Pompa Utilitas</i> (PU-513)	88

5.2.14 Pompa Utilitas (PU-514)	89
5.2.15 Pompa Utilitas (PU-515)	90
5.2.16 Pompa Utilitas (PU-516)	91
5.2.17 Bak Sedimentasi (BS-501)	91
5.2.18 Gudang (GD-501)	92
5.2.19 <i>Screw Conveyor</i> (SC-501)	92
5.2.20 Bucket Elevator (BE-501)	93
5.2.21 <i>Mixing Tank</i> (MT-502)	94
5.2.22 <i>Pot Feeder Alum</i> (PF-501)	95
5.2.23 <i>Pot Feeder Kaporit</i> (PF-502)	96
5.2.24 <i>Clarifier</i> (CL-501)	96
5.2.25 <i>Sand Filter</i> (SF-501)	97
5.2.26 <i>Storage Tank</i> (ST-501)	97
5.2.27 <i>Storage Tank</i> (ST-502)	98
5.2.28 Cation Exchanger (CE-501)	99
5.2.29 <i>Storage Tank</i> (ST-503)	99
5.2.30 Anion Exchanger (AE-501)	100
5.2.31 <i>Storage Tank</i> (ST-504)	101
5.3 Spesifikasi Alat Unit Refrigerasi	102
5.3.1 <i>Receiver</i> (RC-601)	102
5.3.2 Pompa Utilitas (PU-601)	102
5.3.3 Pompa Utilitas (PU-602)	103
5.3.4 Pompa Utilitas (PU-603)	104
5.3.5 Pompa Utilitas (PU-604)	104
5.3.6 Pompa Utilitas (PU-605)	105
5.3.7 Pompa Utilitas (PU-606)	106
5.3.8 <i>Evaporator</i> (EP-601)	107
5.3.9 <i>Compressor</i> (CP-601)	108
5.3.10 <i>Condensor</i> (CD-601)	108
5.3.11 <i>Hot Basin</i> (HB-601)	109
5.3.12 <i>Storage Tank</i> (ST-601)	109
5.3.13 <i>Storage Tank</i> (ST-602)	110
5.3.14 <i>Cooling Tower</i> (CT-601)	111
5.3.15 <i>Cold Basin</i> (CB-601)	112

5.4 Spesifikasi Alat Unit Pembangkit <i>Steam</i>	113
5.4.1 Tangki Hidrazin (ST-701)	113
5.4.2 <i>Deaerator</i> (DA-701)	113
5.4.3 <i>Boiler</i> (BO-701)	114
5.4.4 <i>Steam Blower</i> (SB-701).....	115
5.4.5 Tangki Bahan Bakar (ST-702)	115
5.4.6 Pompa Utilitas (PU-701)	116
5.4.7 Pompa Utilitas (PU-702)	117
5.5 Spesifikasi Alat Unit Penyediaan Udara Tekan	118
5.5.1 <i>Air Blower</i> (AB-801, AB-802, AB-803)	118
5.5.2 <i>Air Blower</i> (AB-804).....	118
5.5.3 <i>Cyclones</i> (CY-801).....	118
5.5.4 <i>Air Dryer</i> (AD-801)	119
5.5.5 <i>Compressor</i> (CP-801).....	120
5.6 Spesifikasi Alat Sistem Pembangkit Tenaga Listrik	121
5.6.1 Generator Listrik (GL-901)	121
5.6.2 <i>Storage Tank</i> (ST-901).....	121
VI UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	122
6.1 Unit Utilitas.....	122
6.2 Unit Pengolahan Limbah.....	138
6.3 Laboratorium.....	139
6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses.....	142
VII TATA LETAK DAN LOKASI PABRIK	146
7.1 Lokasi Pabrik	146
7.2 Tata Letak Pabrik	148
7.3 Estimasi Area Pabrik.....	153
7.4 Tata Letak Peralatan Proses	154
7.5 Lokasi Pendirian Pabrik	156
VIII SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	157
8.1 Bentuk Perusahaan	157

8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	159
8.3 Tugas dan Wewenang	163
8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian.....	169
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	170
8.6 Pembagian Pukul Kerja Karyawan	172
8.7 Kesejahteraan Karyawan.....	177
8.8 Cuti	178
8. 9 Pakaian Kerja	178
8.10 Pengobatan	178
8.11 Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Kesehatan (BPJS Kesehatan).....	179
8.12 Kesehatan dan Keselamatan Kerja	179
IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	181
9.1 Total Capital Investment (TCI)	181
9.2 Total Production Cost (TPC).....	183
9.3 Evaluasi Ekonomi	186
9.4 Angsuran Pinjaman	189
9.5 Discounted Cash Flow (DCF)	193
X SIMPULAN DAN SARAN	194
10.1 Simpulan	194
10.2 Saran	194
DAFTAR PUSTAKA	195

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Kalsium Hipoklorit di Indonesia.....	3
Tabel 1. 2 Data Konsumsi Kalsium Hipoklorit di Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Data Produksi Kalsium Hipoklorit di Indonesia.....	6
Tabel 1. 4 Data Impor Kalsium Hipoklorit di Indonesia.....	6
Tabel 1. 5 Jarak Tempuh Lokasi Pabrik ke Lokasi Sekitar.....	10
Tabel 2. 1 Nilai $\Delta H^{\circ}f_{298K}$ dan $\Delta G^{\circ}f_{298K}$ pada Proses I.....	15
Tabel 2. 2 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses I.....	15
Tabel 2. 3 Harga Bahan Baku pada Proses I.....	19
Tabel 2. 4 Nilai $\Delta H^{\circ}f_{298K}$, dan $\Delta G^{\circ}f_{298K}$, pada Proses II.....	22
Tabel 2. 5 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses II.....	22
Tabel 2. 6 Harga Bahan Baku pada Proses II.....	26
Tabel 2. 7 Nilai $\Delta H^{\circ}f_{298K}$ dan $\Delta G^{\circ}f_{298K}$ pada Proses III.....	28
Tabel 2. 8 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses III.....	29
Tabel 2. 9 Harga Bahan Baku pada Proses III.....	33
Tabel 2. 10 Nilai $\Delta H^{\circ}f_{298K}$ dan $\Delta G^{\circ}f_{298K}$ pada Proses IV.....	35
Tabel 2. 11 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses IV.....	36
Tabel 2. 12 Harga Bahan Baku pada Proses IV.....	40
Tabel 2. 13 Perbandingan Proses Pembuatan Kalsium Hipoklorit.....	40
Tabel 4.1. 1 Neraca Massa di <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	54
Tabel 4.1. 2 Neraca Massa di Reaktor (RE-201).....	55
Tabel 4.1. 3 Neraca Massa di <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	56
Tabel 4.1. 4 Neraca Massa di <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	57
Tabel 4.2. 1 Neraca Energi di <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	58
Tabel 4.2. 2 Neraca Energi di Reaktor (RE-201).....	59
Tabel 4.2. 3 Neraca Energi di <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	60
Tabel 4.2. 4 Neraca Energi di <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	61

Tabel 4.2. 5 Neraca Energi di <i>Heater</i> (H-301).....	62
Tabel 5. 1 Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (S-101)	63
Tabel 5. 2 Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (S-401)	64
Tabel 5. 3 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-101).....	64
Tabel 5. 4 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	65
Tabel 5. 5 Spesifikasi Reaktor (RE-201)	66
Tabel 5. 6 Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	68
Tabel 5. 7 Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	28
Tabel 5. 8 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-301)	29
Tabel 5. 9 Spesifikasi <i>Hopper</i> (HP-101).....	33
Tabel 5. 10 Spesifikasi <i>Warehouse</i> (WH-401)	71
Tabel 5. 11 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-101).....	71
Tabel 5. 12 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-201).....	72
Tabel 5. 13 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-301).....	73
Tabel 5. 14 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-101)	73
Tabel 5. 15 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-301)	74
Tabel 5. 16 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (BC-401).....	75
Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Proses (P-101)	75
Tabel 5. 18 Spesifikasi Pompa Proses (P-102)	76
Tabel 5. 19 Spesifikasi Pompa Proses (P-201)	77
Tabel 5. 20 Spesifikasi Pompa Proses (P-202)	78
Tabel 5. 21 Spesifikasi Pompa Proses (P-201)	78
Tabel 5. 22 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-501)	80
Tabel 5. 23 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-502)	80
Tabel 5. 24 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-503)	81
Tabel 5. 25 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-504)	82
Tabel 5. 26 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-505)	83
Tabel 5. 27 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-506)	83
Tabel 5. 28 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-507)	84
Tabel 5. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-508)	85
Tabel 5. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-509)	85
Tabel 5. 31 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-510).....	86

Tabel 5. 32 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-511)	87
Tabel 5. 33 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-512)	88
Tabel 5. 34 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-513)	88
Tabel 5. 35 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-514)	89
Tabel 5. 36 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-515)	90
Tabel 5. 37 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-516)	91
Tabel 5. 38 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-501)	91
Tabel 5. 39 Spesifikasi Gudang (GD-501).....	92
Tabel 5. 40 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-501).....	92
Tabel 5. 41 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-501)	93
Tabel 5. 42 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-501).....	94
Tabel 5. 43 Spesifikasi <i>Pot Feeder Alum</i> (PF-501)	95
Tabel 5. 44 Spesifikasi <i>Pot Feeder Alum</i> (PF-502)	96
Tabel 5. 45 Spesifikasi <i>Spesifikasi Clarifier</i> (CL-501).....	96
Tabel 5. 46 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-501).....	97
Tabel 5. 47 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-501).....	97
Tabel 5. 48 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-502).....	98
Tabel 5. 49 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-501).....	99
Tabel 5. 50 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-503).....	99
Tabel 5. 51 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-501).....	100
Tabel 5. 52 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-504).....	101
Tabel 5. 53 Spesifikasi <i>Receiver</i> (RC-601).....	102
Tabel 5. 54 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-601)	102
Tabel 5. 55 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-602)	103
Tabel 5. 56 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-603)	104
Tabel 5. 57 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-604)	104
Tabel 5. 58 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-605)	105
Tabel 5. 59 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-605)	106
Tabel 5. 60 Spesifikasi <i>Evaporator</i> (EP-601)	107
Tabel 5. 61 Spesifikasi <i>Compressor</i> (CP-601).....	108
Tabel 5. 62 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-601)	108
Tabel 5. 63 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-601)	109

Tabel 5. 64 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-601).....	109
Tabel 5. 65 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-602).....	110
Tabel 5. 66 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-601).....	111
Tabel 5. 67 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (HB-601).....	112
Tabel 5. 68 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-701).....	113
Tabel 5. 69 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DA-701).....	113
Tabel 5. 70 Spesifikasi <i>Boiler</i> (BO-701).....	114
Tabel 5. 71 Spesifikasi <i>Steam Blower</i> (SB-701).....	115
Tabel 5. 72 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST-702).....	115
Tabel 5. 73 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-701).....	116
Tabel 5. 74 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-702).....	117
Tabel 5. 75 Spesifikasi <i>Air Blower</i> (AB-801, AB-802, AB-803).....	118
Tabel 5. 76 Spesifikasi <i>Air Blower</i> (AB-804).....	118
Tabel 5. 77 Spesifikasi <i>Cyclones</i> (CY-801).....	118
Tabel 5. 78 Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD-801).....	119
Tabel 5. 79 Spesifikasi <i>Compressor</i> (CP-801).....	120
Tabel 5. 80 Spesifikasi Generator Listrik (GL-901).....	120
Tabel 5. 81 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-901).....	121
Tabel 6. 1 Kebutuhan Air untuk Sanitasi dan Sarana Umum.....	123
Tabel 6. 2 Kebutuhan Air untuk Pendinginan.....	125
Tabel 6. 3 Kebutuhan Air untuk Pengenceran.....	127
Tabel 6. 4 Kebutuhan Air untuk Pemadam Kebakaran (Hydrant).....	128
Tabel 6. 5 Kebutuhan Air untuk Pembangkit <i>Steam</i>	128
Tabel 6. 6 Kebutuhan Air Total.....	130
Tabel 6. 7 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian.....	143
Tabel 6. 8 Alat Ukur Variabel Proses.....	144
Tabel 7. 1 Perincian Luas Area Pabrik.....	153
Tabel 8. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	171
Tabel 8. 2 Perincian Tingkat Pendidikan.....	172
Tabel 8. 3 Jumlah Operator Alat Proses.....	174
Tabel 8. 4 Jumlah Operator Alat Utilitas.....	175
Tabel 8. 5 Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	176

Tabel 9. 1 <i>Fixed Capital Investment</i>	182
Tabel 9. 2 <i>Manufacturing Cost</i>	183
Tabel 9. 3 <i>General Expenses</i>	184
Tabel 9. 4 Daftar Gaji Karyawan	184
Tabel 9. 5 <i>Minimum acceptable percent return on investment</i>	186
Tabel 9. 6 <i>Acceptable payout time untuk tingkat risiko pabrik</i>	188
Tabel 9.7 <i>Discounted Cash Flow</i> Pabrik Kalsium Hipoklorit	190
Tabel 9. 8 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi	193

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Konsumsi Kalsium Hipoklorit di Indonesia	5
Gambar 1. 2 Grafik Impor Kalsium Hipoklorit di Indonesia.....	7
Gambar 1. 3 Peta Letak Pabrik	9
Gambar 4.1. 1 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	53
Gambar 4.1. 2 Blok Diagram Neraca Massa pada Reaktor (RE-201)	54
Gambar 4.1. 3 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	55
Gambar 4.1. 4 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Rotary Dryer</i> (RD-401)	56
Gambar 4.2. 1 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Mixing Tank</i> (MT-101)	58
Gambar 4.2. 2 Blok Diagram Neraca Energi pada Reaktor (RE-201).....	59
Gambar 4.2. 3 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	60
Gambar 4.2. 4 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	61
Gambar 4.2. 5 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Heater</i> (H-301).....	61
Gambar 6. 1 <i>Cooling Tower</i>	126
Gambar 6. 2 Diagram <i>Cooling Water System</i>	127
Gambar 6. 3 Diagram Alir Pengolahan Air	130
Gambar 7. 1 Tata Letak Pabrik	152
Gambar 7. 2 Tata Letak Peralatan Proses	155
Gambar 7. 3 Peta Kabupaten Tuban (Pemerintah Kabupaten Tuban, 2023).....	156
Gambar 7. 4 Peta Lokasi Pabrik (Google Earth, 2023).....	156
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	162
Gambar 9.1 Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP)	189
Gambar 9.2 Kurva <i>Cumulative Cash Flow</i>	193

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Berkembangnya sektor industri manufaktur di Indonesia menjadikan kebutuhan akan bahan baku maupun bahan penunjang dari suatu produk terus meningkat, namun hal itu tidak diiringi dengan pemenuhan kebutuhan bahan tersebut dari dalam negeri. Dalam hal ini, sebagian besar industri kimia di Indonesia yang masih membutuhkan bahan baku utama maupun bahan baku penunjang diperoleh dengan cara impor dari luar negeri, karena masih terbatasnya industri kimia di Indonesia.

Kalsium hipoklorit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) merupakan salah satu bahan kimia yang masih diimpor dari luar negeri, kebutuhan impor bahan ini cenderung terus meningkat dan diprediksi akan terus meningkat pada tahun yang akan datang seiring dengan meningkatnya jumlah industri yang menggunakan kalsium hipoklorit, konsumsi kaporit di Indonesia mencapai ± 41.000 ton pada tahun 2021 dan kebutuhan impornya mencapai ± 5.000 ton pada tahun 2022 (Badan Pusat Statistik RI, 2023). Senyawa kalsium hipoklorit ini dibutuhkan paling banyak sebagai disinfektan untuk kolam renang dan juga digunakan pada pengolahan air. Selain itu juga, bahan kalsium hipoklorit digunakan sebagai pemutih pada industri kertas dan tekstil, serta dapat diaplikasikan sebagai produk untuk sanitasi dan pengontrolan jamur (Kirk & Othmer, 2001).

Oleh karena itu, maka perlu didirikannya pabrik kalsium hipoklorit di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan senyawa tersebut dan mengurangi

ketergantungan terhadap luar negeri, sehingga dengan berdirinya pabrik ini diharapkan makin berkembangnya sektor industri di Indonesia.

Beberapa hal yang dijadikan pertimbangan untuk mendirikan pabrik kalsium hipoklorit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) ini adalah:

1. Pendirian pabrik dapat memenuhi kebutuhan bahan kalsium hipoklorit di Indonesia dan mengurangi ketergantungan terhadap negara luar.
2. Pendirian pabrik akan membuka lapangan pekerjaan sehingga dapat menyerap tenaga kerja dan tentunya mengurangi pengangguran di Indonesia.
3. Dengan didirikannya pabrik ini maka akan membuka peluang dan memacu pertumbuhan industri kimia baru yang menggunakan senyawa kalsium hipoklorit sebagai bahan baku maupun bahan penunjang.

1.2 Kegunaan Produk

Kalsium hipoklorit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) merupakan produk yang memiliki banyak kegunaan di berbagai industri dan kehidupan sehari-hari, adapun kegunaannya sebagai berikut:

1. Kalsium hipoklorit banyak digunakan sebagai disinfektan pada kolam renang dan pengolahan air minum.
2. Digunakan sebagai pemutih pada industri tekstil dan industri kertas.
3. Digunakan untuk pengolahan *cooling water* pada industri untuk mengontrol bakteri, alga, dan jamur. Serta disinfeksi untuk mengontrol bau dan pengurangan kadar BOD pada air limbah.
4. Dapat digunakan untuk sanitasi atau pembersih dan digunakan juga untuk pengontrolan mikroba dan jamur.
5. Sebagai pengontrol bakteri, bau, dan sanitasi umum pada pengolahan susu, pabrik *wine* dan bir, pabrik pengalengan, pengolahan makanan dan pabrik pembotolan minuman.

(Kirk & Othmer, 2001)

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku adalah salah satu hal yang penting agar dapat menjamin keberlangsungan sebuah produksi. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan kalsium hipoklorit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) yaitu kalsium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) dan asam hipoklorit (HOCl). Bahan baku kalsium hidroksida diperoleh dari PT. Pentawira Agraha Sakti yang berlokasi di Tuban, Jawa Timur, sedangkan untuk asam hipoklorit diimpor dari J&H Chemical Co.,Ltd yang berlokasi di Zhejiang, China.

1.4 Analisa Pasar

Analisa pasar adalah salah satu langkah untuk mengetahui besarnya permintaan kebutuhan terhadap suatu produk. Sasaran pasar yang direncanakan adalah sektor industri kimia dalam negeri yang membutuhkan senyawa kalsium hipoklorit. Adapun analisa pasar kalsium hipoklorit dapat diketahui dari beberapa data berikut:

1.4.1 Data Ekspor

Berikut Tabel 1.1 merupakan data ekspor kalsium hipoklorit di Indonesia pada beberapa tahun terakhir:

Tabel 1. 1 Data Ekspor Kalsium Hipoklorit di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2018	0
2019	0,255
2020	1,62
2021	1,264
2022	0,716

Sumber: Badan Pusat Statistik RI, 2023

1.4.2 Data Konsumsi

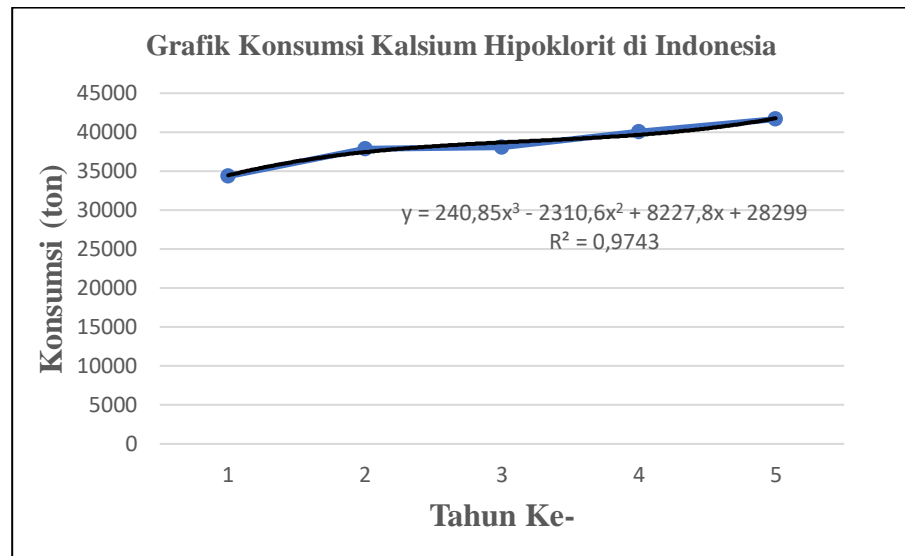
Kalsium Hipoklorit umumnya digunakan sebagai bahan untuk pengolahan air bersih dan air minum, pabrik pemutih, serta bahan dalam produk sanitasi. Kandungan kalsium hipoklorit yang digunakan dalam pengolahan air maksimal 5 mg/L (Kemenkes RI, 2010), dalam pemutih dan produk sanitasi sebanyak 3 – 15% (Kirk & Othmer, 2001). Data konsumsi kalsium hipoklorit dalam satuan ton dapat dilihat pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1. 2 Data Konsumsi Kalsium Hipoklorit di Indonesia

Tahun	Perusahaan Air Bersih¹ (ton)	Pabrik Pemutih² (ton)	Lainnya Sebagai Sanitasi¹ (ton)
2017	17917,625	15023	1411,395
2018	19282,175	15949	2630,119
2019	20651,365	16554	852,617
2020	21753,63	17911	413,103
2021	21878,485	19560	236,595

Sumber: ¹ Badan Pusat Statistik RI, 2023, ² Kemenperin RI, 2023

Kemudian data konsumsi kalsium hipoklorit di atas dapat dipresentasikan ke dalam bentuk grafik pada Gambar 1.1 berikut:



Gambar 1. 1 Grafik Konsumsi Kalsium Hipoklorit di Indonesia

Berdasarkan grafik pada Gambar 1.1 maka dilakukan pendekatan metode regresi polinomial orde 3 untuk memprediksi jumlah konsumsi kalsium hipoklorit di Indonesia di tahun 2028 (tahun ke-12) yaitu dengan menggunakan persamaan $y = 240,85x^3 - 2310,6x^2 + 8227,8x + 28299$.

Dimana:

$$y = \text{Konsumsi kalsium hipoklorit di Indonesia (Ton)}$$

$$x = \text{Tahun ke-12}$$

Sehingga,

$$y = 240,85x^3 - 2310,6x^2 + 8227,8x + 28299$$

$$y = 240,85(12)^3 - 2310,6(12)^2 + 8227,8(12) + 28299$$

$$y = 210.495 \text{ ton/tahun}$$

Dengan menggunakan persamaan $y = 240,85x^3 - 2310,6x^2 + 8227,8x + 28299$, diperoleh konsumsi kalsium hipoklorit di Indonesia pada tahun 2028 (tahun ke-12) yaitu sebesar 210.495 ton/tahun.

1.4.3 Data Produksi

Kalsium hipoklorit diketahui telah diproduksi di dalam negeri oleh PT. Pabrik Kertas Tjiwi Kimia, Tbk., berikut Tabel 1.3 yang merupakan data kapasitas produksi yang dihasilkan:

Tabel 1.3 Data Produksi Kalsium Hipoklorit di Indonesia

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT. Pabrik Kertas Tjiwi Kimia, Tbk	Sidoarjo, Jawa Timur	30.000

Sumber: Kemenperin RI, 2023

1.4.2 Data Impor

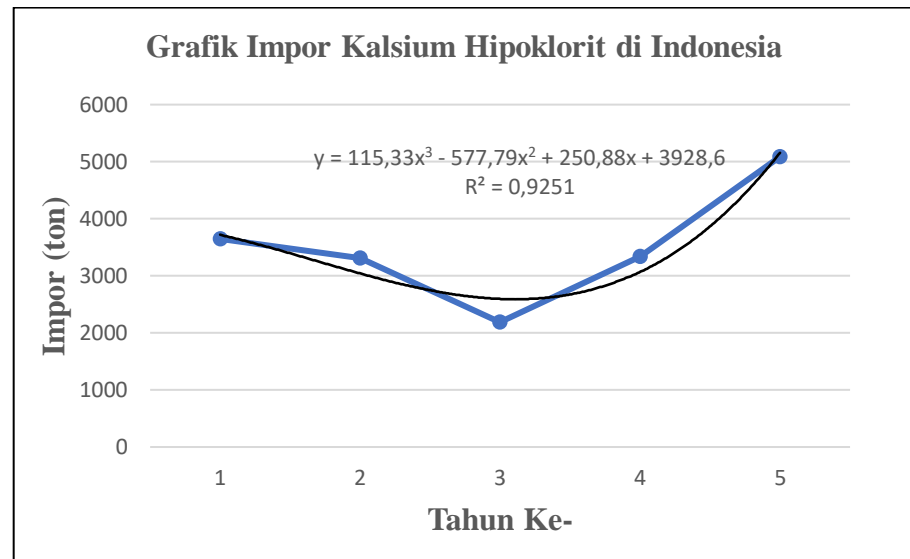
Meskipun kalsium hipoklorit telah diproduksi di Indonesia, namun kebutuhannya masih belum tercukupi sampai saat ini, untuk memenuhi kebutuhan kalsium hipoklorit masih dilakukan impor dari luar negeri. Berikut Tabel 1.4 yang merupakan data impor Kalsium Hipoklorit di Indonesia pada beberapa tahun terakhir:

Tabel 1.4 Data Impor Kalsium Hipoklorit di Indonesia

Tahun Ke-	Tahun	Impor (Ton)
1	2018	3649
2	2019	3314
3	2020	2187
4	2021	3341
5	2022	5087

Sumber: Badan Pusat Statistik RI, 2023

Selanjutnya data impor di atas dipresentasikan ke dalam bentuk grafik sebagai berikut:



Gambar 1. 2 Grafik Impor Kalsium Hipoklorit di Indonesia

Berdasarkan grafik yang ditunjukkan pada Gambar 1.2 dilakukan pendekatan metode regresi polinomial orde 3 untuk memprediksi kebutuhan impor di Indonesia di tahun 2028 (tahun ke-11) yaitu dengan menggunakan persamaan $y = 115,33x^3 - 577,79x^2 + 250,88x + 3928,6$.

Dimana:

y = Kebutuhan impor kalsium hipoklorit di Indonesia (Ton)

x = Tahun ke-11

Sehingga,

$$y = 115,33x^3 - 577,79x^2 + 250,88x + 3928,6$$

$$y = 115,33*(11^3) - 577,79*(11^2) + 250,88*(11) + 3928,6$$

$$y = 90.279,92 \text{ ton/tahun}$$

Dengan menggunakan persamaan $y = 115,33x^3 - 577,79x^2 + 250,88x + 3928,6$, diperoleh kebutuhan impor kalsium hipoklorit di Indonesia pada tahun 2028 (tahun ke-11) yaitu sebesar 90.279,92 ton/tahun.

1.5 Kapasitas Perancangan

Berdasarkan dari data yang telah ada, kapasitas perancangan dapat ditentukan berdasarkan kebutuhan dalam negeri berupa data konsumsi, serta *supply* berupa data kapasitas produksi yang telah ada di dalam negeri dan data impor dalam beberapa tahun terakhir. Kapasitas perancangan merupakan jumlah *output* yang akan diproduksi dalam suatu pabrik. Adapun persamaan kapasitas perancangan produksi ditentukan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Perancangan Produksi} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) \\ &\quad - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (0 + 210.495) - (30.000 + 90.279,92) \\ &= 90.215,08 \text{ ton/tahun.} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka kapasitas perancangan produksi kalsium hipoklorit yang akan didirikan pada tahun 2028 ditetapkan dengan pertimbangan telah adanya produksi di dalam negeri, serta berbagai persaingan yang akan tumbuh seiring berjalannya tahun tersebut, sehingga kapasitas rancangan produksi pabrik kalsium hipoklorit ditetapkan sebesar 45.000 ton/tahun atau memenuhi 50% dari kebutuhan tersebut. Hal ini sejalan dengan Undang-Undang Republik Indonesia No.5 Tahun 1999 Pasal 17 Ayat 1 & 2 tentang larangan monopoli oleh satu pelaku usaha atau kelompok usaha menguasai lebih dari 50% pangsa pasar dari satu jenis barang atau jasa tertentu.

1.6 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor terpenting yang perlu diperhatikan dalam perencanaan pembangunan suatu pabrik. Penentuan lokasi pabrik akan mempengaruhi biaya produksi dan biaya distribusi

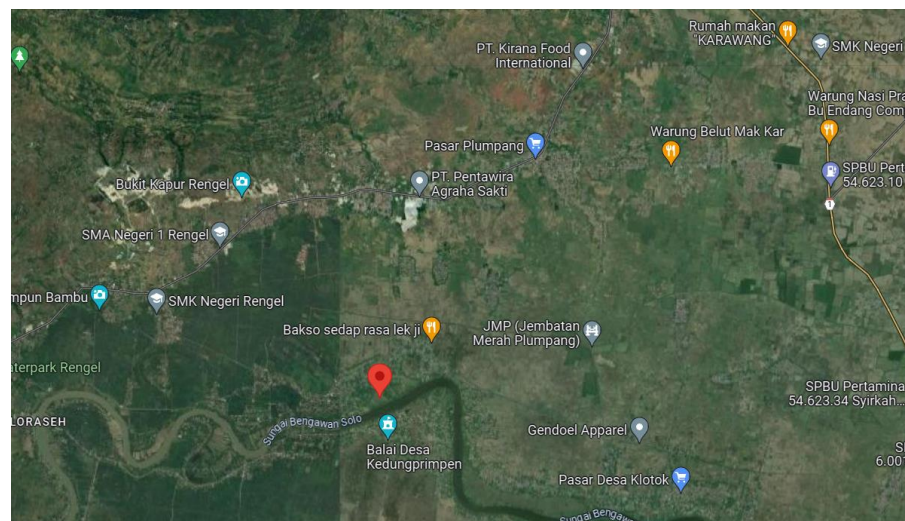
sehingga perlu untuk menentukan lokasi pabrik yang tepat agar dapat berjalan dengan efisien dan mendapatkan keuntungan yang maksimal.

Adapun beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik yaitu sebagai berikut:

A. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor penting yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik, hal ini bertujuan agar dapat meminimalkan biaya produksi dari segi kemudahan mendapatkan bahan baku dan biaya transportasi.

Bahan baku pembuatan kalsium hipoklorit yaitu kalsium hidroksida yang diperoleh dari PT. Pentawira Agraha Sakti yang berlokasi di Tuban, Jawa Timur dan asam hipoklorit yang diimpor dari J&H Chemical Co.,ltd yang berlokasi di Zhejiang, China. Sehingga opsi pendirian pabrik berada di daerah Tuban, Jawa Timur karena cukup dekat dengan salah satu sumber bahan baku, serta memiliki akses dengan Pelabuhan Tanjung Perak untuk memudahkan pendatangan bahan baku yang diimpor dari China.



Gambar 1. 3 Peta Letak Pabrik

B. Pemasaran

Produk kalsium hipoklorit direncanakan akan dipasarkan di dalam negeri. Kalsium hipoklorit merupakan bahan baku dari disinfektan yang biasa digunakan pada kolam renang dan pengolahan air, serta sebagai bahan baku pemutih untuk industri kertas dan tekstil, sehingga target pasar adalah industri disinfektan, industri pengolahan air bersih dan pengolahan air minum, industri kertas, industri tekstil, dll. Besaran pemasaran dalam negeri sekitar 50% dari kebutuhan dalam negeri yaitu 45.000 ton/tahun.

C. Sarana Transportasi

Sarana transportasi sebagai salah satu sarana untuk penyediaan bahan baku dan untuk mendistribusikan produk, sehingga penting untuk menjadi pertimbangan. Sarana transportasi di Tuban cukup lengkap sehingga memudahkan akses bahan baku dan produk, transportasi darat di Tuban, Jawa Timur dihubungkan dengan jalan raya, transportasi jalur laut yaitu melalui Pelabuhan Tanjung Perak, serta transportasi udara dapat melalui Bandar Udara Internasional Juanda. Berikut merupakan jarak tempuh dari lokasi pabrik ke lokasi sekitar.

Tabel 1. 5 Jarak Tempuh Lokasi Pabrik ke Lokasi Sekitar

Lokasi		Jarak Tempuh
Kota Surabaya		86 km
PT Pentawira Agraha Sakti		4,5 km
Pelabuhan	-Tanjung perak	85 km
Bandara	-Juanda Surabaya	105 km

D. Tenaga Kerja

Tenaga kerja termasuk salah satu penunjang operasional pabrik. Tenaga kerja dapat diperoleh dari masyarakat sekitar pabrik dan tenaga ahli yang berasal dari putra-putri terbaik daerah dan luar daerah.

Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan dapat mengurangi pengangguran khususnya untuk masyarakat sekitar pabrik.

E. Utilitas

Unit pendukung atau utilitas mencakup pengadaan air, listrik dan bahan bakar. Untuk menjalankan suatu pabrik, dibutuhkan jumlah air yang cukup besar yang digunakan sebagai air pendingin, air proses, serta air bersih untuk kebutuhan sehari-hari lainnya. Sama halnya dengan listrik dan bahan bakar yang juga merupakan hal penting untuk menjalankan proses di pabrik. Oleh karena itu, lokasi pabrik harus berada di daerah yang memiliki sumber air, listrik, dan bahan bakar.

Pemilihan lokasi pabrik merupakan kawasan industri, sehingga kebutuhan air, listrik, dan bahan bakar sudah tersedia dan dapat dipenuhi. Penyediaan air dapat diperoleh dari Sungai Bengawan Solo karena lokasi pabrik berada di dekat sungai tersebut. Sedangkan kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan, serta bahan bakar diperoleh dari Pertamina.

F. Kondisi Tanah dan Perizinan

Kondisi tanah pada kawasan industri umumnya memiliki luasan tanah yang cukup luas dengan kontur tanah datar, sehingga tepat untuk pendirian pabrik.

Lokasi pendirian pabrik merupakan kawasan daerah industri yang umumnya telah mempunyai ketentuan dan peraturan dalam hal pendirian pabrik. Oleh karena itu, memungkinkan adanya kemudahan dalam urusan perizinan pendirian, dan hal lain yang berhubungan dengan pendirian pabrik.

BAB II
DESKRIPSI PROSES

2.1 Jenis-Jenis Proses

Produksi kalsium hipoklorit dapat dilakukan dalam beberapa jenis proses reaksi, berikut empat proses yang digunakan:

2.1.1 Reaksi Sodium Hipoklorit dan Kalsium Klorida (Proses I)

Produksi kalsium hipoklorit dilakukan dengan mereaksikan larutan sodium hipoklorit encer dengan larutan kalsium klorida (Brahm *et al.*, 1989), reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Proses ini pada praktiknya dapat dilakukan pada suhu 15°C sampai 100°C. Pada proses yang dilakukan (Brahm *et al.*, 1989), suhu reaktor dipertahankan pada suhu 40°C, dengan konversi yang dihasilkan mencapai 74,7%.

2.1.2 Reaksi Kalsium Hidroksida dan Asam Hipoklorit (Proses II)

Telah ditemukan bahwa produk kalsium hipoklorit dapat diproduksi dengan mereaksikan kalsium hidroksida dengan larutan asam hipoklorit. Berikut reaksi yang terjadi:

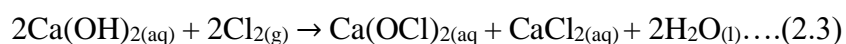


Reaksi dilakukan pada suhu kisaran 15°C sampai sekitar 40°C, dan lebih disukai dari sekitar 25°C sampai sekitar 35°C. Pada proses

yang dilakukan (Shaffer *et al.*, 1992), campuran reaksi diaduk dan dipertahan pada suhu sekitar 30°C, selanjutnya pasta kalsium hipoklorit dihidrat dikeringkan dengan *rotary dryer* untuk menjadi produk dengan persentase konversi sebesar 83,67%.

2.1.3 Reaksi Kalsium Hidroksida dan Klorin (Proses III)

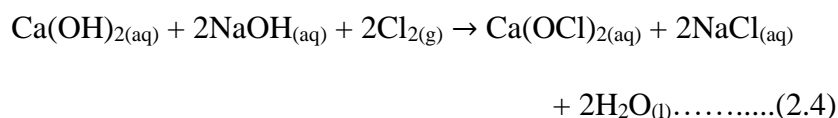
Komersial proses untuk memproduksi kalsium hipoklorit dapat juga dilakukan dengan mereaksikan kalsium hidroksida dengan gas klorin sebagai proses klorinasi. Seperti reaksi yang ditunjukkan di bawah ini:



Metode proses seperti reaksi di atas merupakan metode yang menghasilkan kalsium hipoklorit tidak murni, karena banyaknya pengotor awal dalam kalsium oksida dengan kalsium klorida yang terbentuk, proses ini memiliki konversi hanya kurang dari 70% (Gleichert *et al.*, 1964). Selama klorinasi, suhu di dalam reaktor dipertahankan di dalam kisaran dari sekitar 0 sampai sekitar 30°C dan lebih disukai pada suhu sekitar 20°C sampai sekitar 25°C (Sakowski *et al.*, 1982).

2.1.4 Reaksi Kalsium Hidroksida, Natrium Hidroksida, dan Klorin (Proses IV)

Produksi kalsium hipoklorit dengan proses klorinasi kalsium hidroksida dan natrium hidroksida berlangsung menurut reaksi berikut:



Suhu campuran selama reaksi dijaga pada 15°C sampai 25°C dengan menggunakan pendingin karena suhu lebih rendah dari 15°C menyebabkan pembentukan tiga garam yaitu natrium klorida, natrium hipoklorit dan kalsium hipoklorit, sedangkan suhu lebih dari 25°C.

menyebabkan dekomposisi kalsium hipoklorit. Proses ini memiliki konversi kalsium hipoklorit mencapai 76% (Tatara *et al.*, 1973).

2.2 Pemilihan Proses

Pemilihan proses dilakukan untuk mempertimbangkan berbagai aspek, sehingga proses yang dipilih merupakan proses yang tepat. Aspek yang ditinjau antara lain termodinamika yang mempertimbangkan beberapa hal meliputi suhu operasi, panas pembentukan standar (ΔH°) dan energi bebas Gibbs (ΔG°), serta tinjauan ekonomi yang meliputi harga bahan baku dan harga jual produk.

Panas pembentukan standar (ΔH°) merupakan besarnya panas reaksi yang dihasilkan atau dibutuhkan dalam berlangsungnya suatu reaksi. ΔH° yang bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut terjadi secara endotermis yang artinya dalam berlangsungnya reaksi tersebut membutuhkan panas, semakin besar nilai dari ΔH° maka semakin besar panas yang dibutuhkan dalam suatu reaksi. Sedangkan pada ΔH° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi terjadi secara eksotermis yang berarti reaksi tersebut menghasilkan panas selama reaksi berlangsung, sehingga diperlukan pendinginan untuk menjaga temperatur reaksi (Yaws, 1999).

Energi bebas Gibbs (ΔG°) merupakan nilai yang menunjukkan spontan atau tidaknya suatu reaksi yang berjalan. ΔG° yang bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi terjadi tidak spontan sehingga membutuhkan sejumlah energi eksternal agar reaksi dapat berjalan, sedangkan ΔG° yang bernilai negatif (-) menunjukkan reaksi yang menguntungkan secara termodinamika karena berjalan secara spontan yang berarti reaksi dapat berlangsung tanpa energi eksternal (Lower, 2021).

2.2.1 Proses I (Reaksi Sodium Hipoklorit dan Kalsium Klorida)

A. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan dengan menghitung nilai panas pembentukan standar ΔH° dan energi bebas Gibbs ΔG° pada proses I. Berikut merupakan nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} setiap komponen yang disajikan dalam Tabel 2.1

Tabel 2. 1 Nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} pada Proses I

Komponen	ΔH°_{f298K} (kJ/mol)	ΔG°_{f298K} (kJ/mol)
NaOCl _(aq) ^b	-346,02	-298,97
CaCl _{2(aq)} ^a	-875,08	-817,39
Ca(OCl) _{2(aq)} ^b	-753,12	-590,58
NaCl _(aq) ^a	-407,2	-392,96

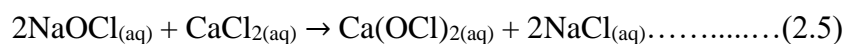
Sumber: ^aPerry, 2008; ^bRossini *et al.*, 1952

Tabel 2. 2 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses I

Komponen	A	B	C	D	Cp kJ/mol.K
NaOCl _(aq) ^b	-	-	-	-	0,074
CaCl _{2(aq)} ^a	8,646	0,00153	-	-32000	0,073
Ca(OCl) _{2(aq)} ^b	-	-	-	-	0,120
NaCl _(aq) ^c	95,016	-0,031081	9,6E-7	5,5E-9	0,086

Sumber: ^aSmith *et al.*, 2001; ^bMustafa & Eakman, 1997; ^cYaws, 1999

1) Perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°)



$$\Delta H^\circ_{reaksi} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 12-1 Hal 288, Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{r298K} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{r298K} = [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{NaCl}] - [\Delta H^\circ_f 2\text{NaOCl} +$$

$$\Delta H_f^\circ \text{CaCl}_2]$$

$$\Delta H_{r\ 298,15K}^\circ = [-753,12 + (2)(-407,2)] - [(2)(-346,02) + (-875,08)]$$

$$\Delta H_{r\ 298,15K}^\circ = -1.567,16 + 1.567,12$$

$$\Delta H_{r\ 298,15K}^\circ = -0,4 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $40^\circ\text{C} = 313,15\text{K}$, sebagai berikut:

$$\Delta H_T^\circ = \Delta H_{T_0}^\circ + \int_{T_0}^T \Delta C_p dT$$

(Pers 6.43 Hal 101, Smith, 2005)

Dimana:

$$C_p = R(A + BT + CT^2 + DT^{-2}) \quad (\text{Smith } et \text{ al.}, 2001)$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{Yaws}, 1999)$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol}$$

$$T = 40^\circ\text{C} (313,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

Berdasarkan nilai C_p pada Tabel 2.2, sehingga diperoleh:

$$\Delta C_p = (C_p \text{Ca(OCl)}_2 + C_p 2\text{NaCl}) - (C_p 2\text{NaOCl} + C_p \text{CaCl}_2)$$

$$\Delta C_p = (0,120 + (2 \times 0,086)) - ((2 \times 0,074) + 0,073)$$

$$\Delta C_p = 0,07 \text{ kJ/mol.K}$$

Sehingga:

$$\Delta H_{r\ 313,15K}^\circ = \Delta H_{r\ 298,15K}^\circ + \int_{298,15K}^{313,15K} \Delta C_p dT$$

$$\Delta H_{r\ 313,15K}^\circ = \Delta H_{r\ 298,15K}^\circ + \Delta C_p(313,15 - 298,15)$$

$$\Delta H_{r\ 313,15K}^\circ = -0,4 \text{ kJ/mol} + (-0,07 \times 15)$$

$$\Delta H_{r\ 313,15K}^\circ = 0,654 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH_r° bernilai positif (+), maka reaksi bersifat endotermis.

2) Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ_{reaksi} = \sum \Delta G^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 13-1 Hal 314, Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ_{r\ 298,15K} = \sum \Delta G^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{r\ 298,15K} = [\Delta G^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta G^\circ_f 2\text{NaCl}] - [\Delta G^\circ_f 2\text{NaOCl} + \Delta G^\circ_f \text{CaCl}_2]$$

$$\Delta G^\circ_{r\ 298,15K} = [-590,58 + (2)(-392,96)] - [(2)(-298,97) + (-817,39)]$$

$$\Delta G^\circ_{r\ 298,15K} = -1.376,5 + 1.415,33$$

$$\Delta G^\circ_{r\ 298,15K} = 38,83 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $40^\circ\text{C} = 313,15\text{K}$, sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith *et al.*, 2001)

Dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT = (\Delta C^\circ_p)_H(T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\Delta A = \sum_i v_i A_i$$

$$\Delta B = \sum_i v_i B_i$$

$$\Delta C = \sum_i v_i C_i$$

$$\Delta D = \sum_i v_i D_i$$

$$T = 40^\circ\text{C} (313,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
& \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \\
& = \left((v_{KH}A_{KH} + v_{NK}A_{NK}) - (v_{NH}A_{NH} + v_{KK}A_{KK}) \right) \ln \tau + \\
& \left((v_{KH}B_{KH} + v_{NK}B_{NK}) - (v_{NH}B_{NH} + v_{KK}B_{KK}) \right) T_0(\tau - 1) + \\
& \left((v_{KH}C_{KH} + v_{NK}C_{NK}) - (v_{NH}C_{NH} + v_{KK}C_{KK}) \right) T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \\
& \frac{((v_{KH}D_{KH} + v_{NK}D_{NK}) - (v_{NH}D_{NH} + v_{KK}D_{KK}))}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \\
& = \left\{ v_{KH} \left(A_{KH} \ln \tau + B_{KH} T_0 (\tau - 1) + C_{KH} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \right. \right. \\
& \left. \left. \frac{D_{KH}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} + \left\{ v_{NK} \left(A_{NK} \ln \tau + B_{NK} T_0 (\tau - 1) + \right. \right. \\
& \left. \left. C_{NK} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{NK}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \left\{ v_{NH} \left(A_{NH} \ln \tau + \right. \right. \\
& \left. \left. B_{NH} T_0 (\tau - 1) + C_{NH} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{NH}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \\
& \left\{ v_{KK} \left(A_{KK} \ln \tau + B_{KK} T_0 (\tau - 1) + C_{KK} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \right. \right. \\
& \left. \left. \frac{D_{KK}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\}
\end{aligned}$$

Mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$ masing masing komponen:

$$\begin{aligned}
\int_{T_0}^T \frac{C_{PKH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,120 \times \ln \frac{T}{T_0} \\
&= 0,120 \times \ln \frac{313,15}{298,15} \\
&= 0,006 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\int_{T_0}^T \frac{C_{PNK}}{R} \frac{dT}{T} &= (95,016 \times \ln \tau) + (-0,031 T_0 (\tau - 1)) + \\
& \left(9,6789E - 7 T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) + \\
& \left(\frac{5,5116E-09}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \\
&= 4,4202 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\int_{T_0}^T \frac{C_{PNH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,074 \times \ln \frac{T}{T_0} \\
&= 0,074 \times \ln \frac{313,15}{298,15} \\
&= 0,004 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{C_{PKK}}{R} \frac{dT}{T} = (8,646 \times \ln \tau) + (0,00153T_0(\tau - 1)) + \left(\frac{-32000}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right)$$

$$= 0,43 \text{ kJ/mol}$$

Sehingga:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = (1 \times 0,006) + (2 \times 4,202) - (2 \times 0,004) - (1 \times 0,43)$$

$$= 7,972 \text{ kJ/mol}$$

Diperoleh:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\Delta G^\circ = -0,4 - \frac{313,15}{298,15} (-0,4 - (38,83))$$

$$+ (0,07(313,15 - 298,15))$$

$$- (0,008314 \times 313,15 \times (7,972))$$

$$\Delta G^\circ = 21,102 \text{ kJ/mol}$$

B. Tinjauan Ekonomi

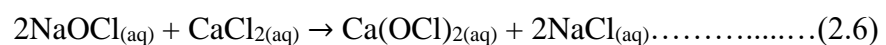
Tinjauan ekonomi dilakukan untuk mengetahui gambaran potensial ekonomi melalui perhitungan berdasarkan harga bahan baku dan harga penjualan produk. Harga bahan baku pada proses I dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2. 3 Harga Bahan Baku pada Proses I

Bahan	Rumus Molekul	Harga		BM
		USD/kg	Rp/kg	
Natrium Hipoklorit	NaOCl	0,448	6.574,4	74,44
Kalsium Klorida	CaCl ₂	0,200	2.935	147
Kalsium Hipoklorit	Ca(OCl) ₂	1,340	19.664,5	142,98
Natrium Klorida	NaCl	0,065	953,9	58,45

Sumber: icis.com

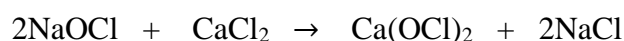
Kurs 1USD = 14.675,00 (Per 28 April 2023)



Konversi 74,7%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \frac{45.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 5.681,8182 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OCl)}_2 &= \frac{\text{massa Ca(OCl)}_2}{\text{BM Ca(OCl)}_2} \\ &= \frac{5.681,8182 \text{ kg/jam}}{142,98 \text{ kg/kmol}} \\ &= 39,7386 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Mula-mula	106,395	53,1975	-	-
Bereaksi	79,4771	39,7386	39,7386	79,4771
Sisa	26,9179	13,459	38,7386	79,4771

1) Bahan Baku

a. Natrium Hipoklorit (NaOCl)

$$\begin{aligned} \text{BM NaOCl} &= 74,44 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol NaOCl} &= 106,395 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa NaOCl} &= \text{BM NaOCl} \times \text{mol NaOCl} \\ &= 74,44 \text{ kg/kmol} \times 106,395 \text{ kmol/jam} \\ &= 7.920,0477 \text{ kg/jam} \\ &= 62.726.777,86 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya NaOCl} &= \text{massa NaOCl} \times \text{harga NaOCl} \\ &= 62.726.777,86 \text{ kg/tahun} \\ &\quad \times \text{Rp } 6.574,40/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 412.390.928.362,784/\text{tahun} \end{aligned}$$

b. Kalsium Klorida (CaCl₂)

$$\begin{aligned} \text{BM CaCl}_2 &= 147 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol CaCl}_2 &= 53,1975 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa CaCl}_2 &= \text{BM CaCl}_2 \times \text{mol CaCl}_2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 147 \text{ kg/kmol} \times 53,1975 \text{ kmol/jam} \\
 &= 7.820,0364 \text{ kg/jam} \\
 &= 61.934.687,98 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya CaCl}_2 &= \text{massa CaCl}_2 \times \text{harga CaCl}_2 \\
 &= 61.934.687,98 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 2.935/\text{kg} \\
 &= \text{Rp } 181.778.309.221,3/\text{tahun} \\
 \text{Harga Bahan Baku} &= \text{Harga NaOCl} + \text{Harga CaCl}_2 \\
 &= \text{Rp } 412.390.928.362,784/\text{tahun} \\
 &\quad + \text{Rp } 181.778.309.221,3/\text{tahun} \\
 &= \text{Rp } 594.169.237.584,084/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

2) Produk

Kalsium Hipoklorit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

$$\begin{aligned}
 \text{BM Ca}(\text{OCl})_2 &= 142,98 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Massa Ca}(\text{OCl})_2 &= 45.000.000 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya Ca}(\text{OCl})_2 &= \text{massa Ca}(\text{OCl})_2 \times \text{harga Ca}(\text{OCl})_2 \\
 &= 45.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 19.664,5/\text{kg} \\
 &= \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

3) Keuntungan

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 &= \text{Rp } 884.002.500.000/\text{tahun} \\
 &\quad - \text{Rp } 594.169.237.584,084/\text{tahun} \\
 &= \text{Rp } 290.733.262.415,916/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

2.2.2 Proses II (Reaksi Kalsium Hidroksida dan Asam Hipoklorit)

A. Tinjauan Termodinamika

Berikut Tabel 2.4 merupakan nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} dan setiap komponen pada proses II:

Tabel 2. 4 Nilai ΔH°_{f298K} , dan ΔG°_{f298K} , pada Proses II

Komponen	ΔH°_{f298K} (kJ/mol)	ΔG°_{f298K} (kJ/mol)
Ca(OH) _{2(aq)} ^a	-1000,81	-869,85
HOCl _(aq) ^b	-117,9	-79,96
Ca(OCl) ₂ .2H ₂ O _(s) ^b	-1328,48	-1064,84

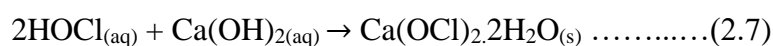
Sumber: ^aPerry, 2008; ^bRossini *et al.*, 1952

Tabel 2. 5 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses II

Komponen	A	B	C	D	Cp kJ/mol.K
Ca(OH) _{2(aq)} ^a	9,597	0,005435	-	-	0,093
HOCl _(aq) ^b	-	-	-	-	0,075
Ca(OCl) ₂ .2H ₂ O _(s) ^b	-	-	-	-	0,187

Sumber: ^aSmith *et al.*, 2001; ^bReid *et al.*, 1987

1) Perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°)



$$\Delta H^\circ_{reaksi} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 12-1 Hal 288, Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15K} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15K} = [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}] - [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OH)}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{HOCl}]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15K} = [-1328,48] - [(-1000,81) + (2)(-117,9)]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15K} = -1.328,48 + 1.236,61$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15K} = -91,87 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$, sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{T_0} + \int_{T_0}^T \Delta C_P dT$$

(Pers 6.43 Hal 101, Smith, 2005)

Dimana:

$$C_p = R(A + BT + CT^2 + DT^{-2})$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol}$$

$$T = 30^\circ\text{C} (303,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

Berdasarkan nilai C_p pada Tabel 2.5, sehingga diperoleh:

$$\Delta C_p = C_p \text{ Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} - [C_p \text{ Ca(OH)}_2 + C_p 2\text{HOCl}]$$

$$\Delta C_p = 0,187 \text{ kJ/mol} - (0,093 + (2 \times 0,075))$$

$$\Delta C_p = -0,0574 \text{ kJ/mol.K}$$

Sehingga:

$$\Delta H^\circ_{r \ 303,15\text{K}} = \Delta H^\circ_{r \ 298,15\text{K}} + \int_{298,15\text{K}}^{303,15\text{K}} \Delta C_P dT$$

$$\Delta H^\circ_{r \ 303,15\text{K}} = \Delta H^\circ_{r \ 298,15\text{K}} + \Delta C_p(303,15 - 298,15)$$

$$\Delta H^\circ_{r \ 303,15\text{K}} = -250,8 \text{ kJ/mol} + (-0,0574 \times 5)$$

$$\Delta H^\circ_{r \ 303,15\text{K}} = -92,157 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH°_r bernilai negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis.

2) Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ_{reaksi} = \sum \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

(Pers 13-1 Hal 314, Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ_{r \ 298\text{K}} = \sum \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{r \ 298\text{K}} = [\Delta G^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}] - [\Delta G^\circ_f \text{Ca(OH)}_2 + \Delta G^\circ_f 2\text{HOCl}]$$

$$\Delta G^\circ_{r \ 298\text{K}} = [-1064,84] - [(-869,85) + (2)(-79,96)]$$

$$\Delta G^\circ_{r \ 298\text{K}} = -1.064,84 + 1.029,77$$

$$\Delta G^\circ_{r\ 298K} = -35,07 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$, sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith *et al.*, 2001)

Dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT = (\Delta C^\circ_p)_H(T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\Delta A = \sum_i v_i A_i$$

$$\Delta B = \sum_i v_i B_i$$

$$\Delta C = \sum_i v_i C_i$$

$$\Delta D = \sum_i v_i D_i$$

$$T = 30^\circ\text{C} (303,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

Maka:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} =$$

$$= \left((v_{KH} A_{KH}) - (v_{Kh} A_{Kh} + v_{AH} A_{AH}) \right) \ln \tau + (v_{KH} B_{KH}) -$$

$$(v_{Kh} B_{Kh} + v_{AH} B_{AH}) T_0 (\tau - 1) + (v_{KH} C_{KH}) - (v_{Kh} C_{Kh} +$$

$$v_{AH} C_{AH}) T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) +$$

$$\frac{(v_{KH} D_{KH}) - (v_{Kh} D_{Kh} + v_{AH} D_{AH})}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)$$

$$= \left\{ v_{KH} \left(A_{KH} \ln \tau + B_{KH} T_0 (\tau - 1) + C_{KH} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \right. \right.$$

$$\left. \frac{D_{KH}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right\} - \left\{ v_{Kh} \left(A_{Kh} \ln \tau + B_{Kh} T_0 (\tau - 1) + \right. \right.$$

$$C_{Kh}T_0^2\left(\frac{\tau+1}{2}\right)(\tau-1) + \frac{D_{Kh}}{\tau^2T_0^2}\left(\frac{\tau+1}{2}\right)(\tau-1)\} - \{v_{AH}(A_{AH}\ln\tau + B_{AH}T_0(\tau-1) + C_{AH}T_0^2\left(\frac{\tau+1}{2}\right)(\tau-1) + \frac{D_{AH}}{\tau^2T_0^2}\left(\frac{\tau+1}{2}\right)(\tau-1))\}$$

Mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$ masing-masing komponen:

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{C_{PKH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,187 \times \ln \frac{T}{T_0} \\ &= 0,187 \times \ln \frac{303,15}{298,15} \\ &= 0,003 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{C_{PKh}}{R} \frac{dT}{T} &= (9,597 \times \ln \tau) + (0,005T_0(\tau-1)) \\ &= 0,187 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{C_{PAH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,075 \times \ln \frac{T}{T_0} \\ &= 0,075 \times \ln \frac{303,15}{298,15} \\ &= 0,001 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= (1 \times 0,003) - (1 \times 0,187) - (2 \times 0,001) \\ &= -0,1861 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Diperoleh:

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G^\circ &= -91,87 - \frac{303,15}{298,15}(-91,87 - (-35,07)) \\ &\quad + (-0,0574(303,15 - 298,15)) \\ &\quad - (0,008314 \times 303,15 \times (-0,1861)) \\ \Delta G^\circ &= -33,9352 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

B. Tinjauan Ekonomi

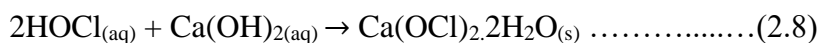
Harga bahan baku pada proses II dapat dilihat pada Tabel 2.4

Tabel 2. 6 Harga Bahan Baku pada Proses II

Bahan	Rumus Molekul	Harga		BM
		USD/kg	Rp/kg	
Kalsium Hidroksida	Ca(OH) ₂	0,140	2.054,5	74,08
Asam Hipoklorit	HOCl	0,840	12.327	52,45
Kalsium Hipoklorit	Ca(OCl) ₂	1,340	19.664,5	142,98
Air (<i>Water</i>)	H ₂ O	0,00	0.00	18,02

Sumber: icis.com

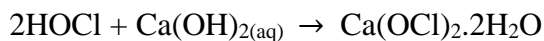
Kurs 1USD = 14.675,00 (Per 28 April 2023)



Konversi 83,67%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \frac{45.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 5.681,8182 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{massa Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}}{\text{BM Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \\ &= \frac{5.681,8182 \text{ kg/jam}}{179 \text{ kg/kmol}} \\ &= 31,742 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Mula-mula	75,8743	37,9371	-
Bereaksi	63,484	31,742	31,742
Sisa	12,3903	6,1951	31,742

1) Bahan Baku

a. Kalsium Hidroksida (Ca(OH)_2)

$$\text{BM Ca(OH)}_2 = 74,08 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 37,9371 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 &= \text{BM Ca(OH)}_2 \times \text{mol Ca(OH)}_2 \\ &= 74,08 \text{ kg/kmol} \times 37,9371 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$= 2.810,383 \text{ kg/jam}$$

$$= 22.258.233,16 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Ca(OH)}_2 &= \text{massa Ca(OH)}_2 \times \text{harga Ca(OH)}_2 \\ &= 22.258.233,16 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 2.054,5/\text{kg} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 45.729.540.027,22 \text{ /tahun}$$

b. Asam Hipoklorit (HOCl)

$$\text{BM HOCl} = 52,45 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol HOCl} = 75,8743 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HOCl} &= \text{BM HOCl} \times \text{mol HOCl} \\ &= 52,45 \text{ kg/kmol} \times 75,8743 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$= 3.979,607 \text{ kg/jam}$$

$$= 31.518.487,44 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya HOCl} &= \text{massa HOCl} \times \text{harga HOCl} \\ &= 31,518,487,44 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 12.327/\text{kg} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 388.528.394.672,88/\text{tahun}$$

$$\text{Harga Bahan Baku} = \text{Harga Ca(OH)}_2 + \text{Harga HOCl}$$

$$= \text{Rp } 45.729.540.027,22/\text{tahun}$$

$$+ \text{Rp } 388.528.394.672,88/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 434.257.934.700,1/\text{tahun}$$

2) Produk

Kalsium Hipoklorit ($\text{Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)

$$\text{BM Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 179 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Massa Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 45.000.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Biaya Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = \text{massa Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

$$\begin{aligned}
 & \times \text{harga Ca(OCl)}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} \\
 & = 45.000.000 \times \text{Rp } 19.664,5 \\
 & = \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

3) Keuntungan

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} & = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 & = \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun} \\
 & \quad - \text{Rp } 434.257.934.700,1/\text{tahun} \\
 & = \text{Rp } 450.644.565.299,9/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

2.2.3 Proses III (Reaksi Kalsium Hidroksida dan Klorin)

A. Tinjauan Termodinamika

Berikut Tabel 2.7 merupakan nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} setiap komponen pada proses III:

Tabel 2. 7 Nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} pada Proses III

Komponen	ΔH°_{f298K} (kJ/mol)	ΔG°_{f298K} (kJ/mol)
$\text{Ca(OH)}_2(\text{aq})^a$	-1000,81	-869,85
$\text{Cl}_2(\text{g})^a$	0	0
$\text{Ca(OCl)}_2(\text{aq})^b$	-753,12	-590,58
$\text{CaCl}_2(\text{aq})^a$	-875,08	-817,39
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})^a$	-285,83	-237,129

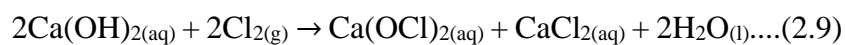
Sumber: ^aPerry, 2008; ^bRossini *et al.*, 1952

Tabel 2. 8 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses III

Komponen	A	B	C	D	Cp kJ/ mol.K
Ca(OH) _{2(aq)} ^a	9,597	0,005435	-	-	0,093
Cl _{2(g)} ^a	4,442	8,0x10 ⁻⁵	-	-34400	0,034
Ca(OCl) _{2(aq)} ^b	-	-	-	-	0,117
CaCl _{2(aq)} ^a	8,646	0,00153	-	-	0,072
H _{2O(l)} ^a	8,712	0,00125	1,8x10 ⁻⁷	-	0,009

Sumber: ^aSmith *et al.*, 2001; ^bMustafa & Eakman, 1997

1) Perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°)



$$\Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 12-1 Hal 288, Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{K}} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{K}} = [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta H^\circ_f \text{CaCl}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{H}_2\text{O}] -$$

$$[\Delta H^\circ_f 2\text{Ca(OH)}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{Cl}_2]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{K}} = [-753,12 + (-875,08) + (2)(-285,83)]$$

$$- [(2)(-1000,81) + (2)(0)]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{K}} = -2.199,86 + 2.001,62$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{K}} = -198,24 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu 20°C = 293,15K, sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{T_0} + \int_{T_0}^T \Delta C_p dT$$

(Pers 6.43 Hal 101, Smith, 2005)

Dimana:

$$C_p = R(A + BT + CT^2 + DT^{-2})$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol}$$

$$T = 20^\circ\text{C} (293,15\text{K})$$

$$T_o = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

Berdasarkan nilai C_p pada Tabel 2.8, sehingga diperoleh:

$$\Delta C_p = (C_p \text{ Ca(OCl)}_2 + C_p \text{ CaCl}_2 + C_p 2\text{H}_2\text{O}) - (C_p \text{ Ca(OH)}_2 + C_p 2\text{Cl}_2)$$

$$\Delta C_p = (0,117 \text{ kJ/mol} + 0,072 + (2 \times 0,009)) - (0,093 + (2 \times 0))$$

$$\Delta C_p = -0,046 \text{ kJ/mol.K}$$

Sehingga:

$$\Delta H^\circ_{r 293,15\text{K}} = \Delta H^\circ_{r 298,15\text{K}} + \int_{298,15\text{K}}^{293,15\text{K}} \Delta C_p dT$$

$$\Delta H^\circ_{r 293,15\text{K}} = \Delta H^\circ_{r 298,15\text{K}} + \Delta C_p (293,15 - 298,15)$$

$$\Delta H^\circ_{r 293,15\text{K}} = -198,24 \text{ kJ/mol} + (-0,046 \times (-5))$$

$$\Delta H^\circ_{r 293,15\text{K}} = -198,009 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH°_r bernilai negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis.

2) Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^\circ_{reaksi} = \sum \Delta G^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 13-1 Hal 314, Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ_{r 298\text{K}} = \sum \Delta G^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta G^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_{r 298\text{K}} = [\Delta G^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta G^\circ_f \text{CaCl}_2 + \Delta G^\circ_f 2\text{H}_2\text{O}] - [\Delta G^\circ_f 2\text{Ca(OH)}_2 + \Delta G^\circ_f 2\text{Cl}_2]$$

$$\Delta G^\circ_{r 298\text{K}} = [-590,58 + (-817,39) + (2)(-237,129)] - [(2)(-869,85) + (2)(0)]$$

$$\Delta G^\circ_{r 298\text{K}} = -1.882,228 + 1.739,7$$

$$\Delta G^\circ_{r 298\text{K}} = -142,528 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $20^\circ\text{C} = 293,15\text{K}$, sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_o} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_o}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith *et al.*, 2001)

Dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = (\Delta C_p^\circ)_H (T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\Delta A = \sum_i v_i A_i$$

$$\Delta B = \sum_i v_i B_i$$

$$\Delta C = \sum_i v_i C_i$$

$$\Delta D = \sum_i v_i D_i$$

$$T = 20^\circ\text{C} (293,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

Maka:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} =$$

$$= \left((v_{KH} A_{KH} + v_{KK} A_{KK} + v_A A_A) - (v_{Kh} A_{Kh} + v_K A_K) \right) \ln \tau +$$

$$\left((v_{KH} B_{KH} + v_{KK} B_{KK} + v_A B_A) - (v_{Kh} B_{Kh} + v_K B_K) \right) T_0 (\tau - 1) +$$

$$\left((v_{KH} C_{KH} + v_{KK} C_{KK} + v_A C_A) - (v_{Kh} C_{Kh} + v_K C_K) \right) T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau -$$

$$1) + \frac{(v_{KH} D_{KH} + v_{KK} D_{KK} + v_A D_A) - (v_{Kh} D_{Kh} + v_K D_K)}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)$$

$$= \left\{ v_{KH} \left(A_{KH} \ln \tau + B_{KH} T_0 (\tau - 1) + C_{KH} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{KH}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} + \left\{ v_{KK} \left(A_{KK} \ln \tau + B_{KK} T_0 (\tau - 1) + C_{KK} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{KK}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} + \left\{ v_A \left(A_A \ln \tau + B_A T_0 (\tau - 1) + C_A T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_A}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} -$$

$$\left\{ v_{Kh} \left(A_{Kh} \ln \tau + B_{Kh} T_0 (\tau - 1) + C_{Kh} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{Kh}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \left\{ v_K \left(A_K \ln \tau + B_K T_0 (\tau - 1) + C_K T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_K}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\}$$

Mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$ masing-masing komponen:

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{C_{PKH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,117 \times \ln \frac{T}{T_0} \\ &= 0,117 \times \ln \frac{293,15}{298,15} \\ &= -0,002 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{C_{PKK}}{R} \frac{dT}{T} &= (8,646 \times \ln \tau) + (0,00153T_0(\tau - 1)) + \\ &\quad \frac{-32000}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \\ &= -0,172 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{C_{PA}}{R} \frac{dT}{T} &= (8,712 \times \ln \tau) + (0,00125T_0(\tau - 1)) \\ &\quad + (-0,00000018T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)) \\ &= -0,154 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{C_{PKh}}{R} \frac{dT}{T} &= (9,597 \times \ln \tau) + (0,005T_0(\tau - 1)) \\ &= -0,189 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{C_{PK}}{R} \frac{dT}{T} &= (4,442 \times \ln \tau) + (0,000089T_0(\tau - 1)) \\ &\quad + \left(\frac{-34400}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \\ &= -0,069 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= (1 \times (-0,002)) + (1 \times (-0,172)) + (2 \times (-0,154)) \\ &\quad - (2 \times (-0,189)) - (2 \times (-0,069)) \\ &= 0,035 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Diperoleh:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G^\circ &= -198,24 - \frac{293,15}{298,15} (-198,24 - (-142,528)) \\ &\quad + (-0,046(293,15 - 298,15)) \\ &\quad - (0,008314 \times 293,15 \times (0,035)) \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -143,147 \text{ kJ/mol}$$

B. Tinjauan Ekonomi

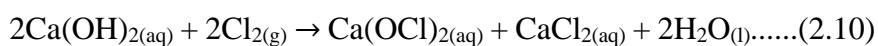
Harga bahan baku pada proses III dapat dilihat pada Tabel 2.9

Tabel 2. 9 Harga Bahan Baku pada Proses III

Bahan	Rumus Molekul	Harga		BM
		USD/kg	Rp/kg	
Kalsium Hidroksida	Ca(OH) ₂	0,140	2.054,5	74,08
Klorin	Cl ₂	0,658	9.656,1	70,90
Kalsium Hipoklorit	Ca(OCl) ₂	1,340	19.664,5	142,98
Kalsium Klorida	CaCl ₂	0,140	2.054,5	147
Air (<i>Water</i>)	H ₂ O	0,00	0.00	18,02

Sumber: icis.com

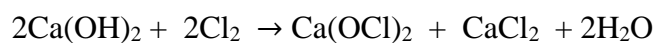
Kurs 1USD = 14.675,00 (Per 28 April 2023)



Konversi 70%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \frac{45.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 5.681,8182 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OCl)}_2 &= \frac{\text{massa Ca(OCl)}_2}{\text{BM Ca(OCl)}_2} \\ &= \frac{5.681,8182 \text{ kg/jam}}{142,98 \text{ kg/kmol}} \\ &= 39,7386 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Mula-mula	113,5387	113,5837	-	-	-
Bereaksi	79,4771	79,4771	39,7386	39,7386	113,5387
Sisa	34,0616	34,0616	39,7386	39,7386	113,5387

1) Bahan Baku

a. Kalsium Hidroksida (Ca(OH)_2)

$$\text{BM Ca(OH)}_2 = 74,08 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 113,5387 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 &= \text{BM Ca(OH)}_2 \times \text{mol Ca(OH)}_2 \\ &= 74,08 \text{ kg/kmol} \times 113,5387 \text{ kmol/jam} \\ &= 8.410,9484 \text{ kg/jam} \\ &= 66.614.711,35 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Ca(OH)}_2 &= \text{massa Ca(OH)}_2 \times \text{harga Ca(OH)}_2 \\ &= 66.614.711,35 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 2.054,5/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 136.859.924.468,575/\text{tahun} \end{aligned}$$

b. Klorin (Cl_2)

$$\text{BM Cl}_2 = 70,9 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol Cl}_2 = 113,5387 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Cl}_2 &= \text{BM Cl}_2 \times \text{mol Cl}_2 \\ &= 70,90 \text{ kg/kmol} \times 113,5387 \text{ kmol/jam} \\ &= 8.049,8953 \text{ kg/jam} \\ &= 63.755.170,55 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Cl}_2 &= \text{massa Cl}_2 \times \text{harga Cl}_2 \\ &= 63.755.170,55 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 9.656,1/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 615.626.302.347,855/\text{tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga Bahan Baku} &= \text{Harga Ca(OH)}_2 + \text{Harga Cl}_2 \\ &= \text{Rp } 136.859.924.468,575/\text{tahun} \\ &\quad + \text{Rp } 615.626.302.347,855/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 752.486.226.816,43/\text{tahun} \end{aligned}$$

2) Produk

Kalsium Hipoklorit (Ca(OCl)_2)

$$\text{BM Ca(OCl)}_2 = 142,98 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Massa Ca(OCl)}_2 = 45.000.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Biaya Ca(OCl)}_2 = \text{massa Ca(OCl)}_2 \times \text{harga Ca(OCl)}_2$$

$$= 45.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 19.664,5/\text{kg}$$

$$= \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun}$$

3) Keuntungan

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\ &= \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun} \\ &\quad - \text{Rp } 752.486.226.816,43/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 132.416.273.183,57/\text{tahun} \end{aligned}$$

2.2.4 Proses IV (Reaksi Kalsium Hidroksida, Sodium Hidroksida, dan Klorin)

A. Tinjauan Termodinamika

Berikut Tabel 2.10 merupakan nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} setiap komponen pada proses IV:

Tabel 2. 10 Nilai ΔH°_{f298K} dan ΔG°_{f298K} pada Proses IV

Komponen	ΔH°_{f298K} (kJ/mol)	ΔG°_{f298K} (kJ/mol)
$\text{Ca(OH)}_{2(aq)}^a$	-1000,81	-869,85
$\text{NaOH}_{(s)}^a$	-472,49	-419,15
$\text{Cl}_{2(g)}^a$	0	0
$\text{Ca(OCl)}_{2(aq)}^b$	-753,12	-590,58
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}^a$	-285,83	-237,129
$\text{NaCl}_{(s)}^a$	-407,2	-392,96

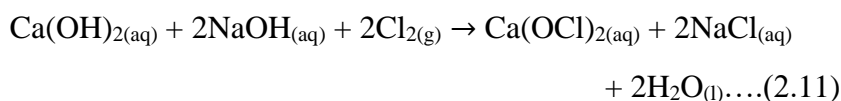
Sumber: ^aPerry, 2008; ^bRossini *et al.*, 1952

Tabel 2. 11 Nilai Kapasitas Panas Komponen pada Proses IV

Komponen	A	B	C	D	Cp kJ/mol.K
Ca(OH) _{2(aq)} ^a	9,597	0,005435	-	-	0,093
NaOH _(aq) ^c	87,639	-4,83E-4	-4,54E-6	1,18E-9	0,087
Cl _{2(g)} ^a	4,442	8,9x10 ⁻⁵	-	-34400	0,034
Ca(OCl) _{2(aq)} ^b	-	-	-	-	0,117
H _{2O(l)} ^a	8,712	0,00125	1,8x10 ⁻⁷	-	0,009
NaCl _(aq) ^c	95,016	-0,031081	9,67E-7	5,51E-9	0,086

Sumber: ^aSmith *et al.*, 2001; ^bMustafa & Eakman, 1997; ^cYaws, 1999

1) Perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°)



$$\Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

(Pers 2.11, Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{r\ 298K} = \sum \Delta H^\circ_f \text{produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298K} = [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{NaCl} + \Delta H^\circ_f 2\text{H}_2\text{O}] - [\Delta H^\circ_f \text{Ca(OH)}_2 + \Delta H^\circ_f 2\text{NaOH} + \Delta H^\circ_f 2\text{Cl}_2]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298K} = [-753,12 + (2)(-407,2) + (2)(-285,83)] - [(-1000,81) + (2)(-472,49) + (2)(0)]$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298K} = -2.139,18 + 1.945,79$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298K} = -193,39 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu 20°C = 293,15K, sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{T_0} + \int_{T_0}^T \Delta C_p dT$$

(Pers 6.43 Hal 101, Smith, 2005)

Dimana:

$$C_p = R(A + BT + CT^2 + DT^{-2}) \quad (\text{Smith } et al., 2001)$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol}$$

$$T = 20^{\circ}\text{C} (293,15\text{K})$$

$$T_o = 25^{\circ}\text{C} (298,15\text{K})$$

Berdasarkan nilai C_p pada Tabel 2.11, sehingga diperoleh:

$$\Delta C_p = (C_p \text{Ca(OCl)}_2 + C_p 2\text{NaCl} + C_p 2\text{H}_2\text{O}) - (C_p \text{Ca(OH)}_2 + C_p 2\text{NaOH} + C_p 2\text{Cl}_2)$$

$$\Delta C_p = (0,117 + (2 \times 0,086) + (2 \times 0,009)) - (0,093 + (2 \times 0,087) + (2 \times 0,034))$$

$$\Delta C_p = -0,028 \text{ kJ/mol.K}$$

Sehingga:

$$\Delta H^{\circ}_{r 293,15\text{K}} = \Delta H^{\circ}_{r 298,15\text{K}} + \int_{298,15\text{K}}^{293,15\text{K}} \Delta C_p dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{r 293,15\text{K}} = \Delta H^{\circ}_{r 298\text{K}} + \Delta C_p (T - T_o)$$

$$\Delta H^{\circ}_{r 293,15\text{K}} = -193,39 \text{ kJ/mol} + (-0,028 (293,15 - 298,15))$$

$$\Delta H^{\circ}_{r 293,15\text{K}} = -193,39 \text{ kJ/mol} + (-0,028 (-5))$$

$$\Delta H^{\circ}_{r 293\text{K}} = -193,252 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH°_r bernilai negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis.

2) Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°)

$$\Delta G^{\circ}_{reaksi} = \sum \Delta G^{\circ}_f \text{produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{reaktan}$$

(Pers 2.13, Yaws, 1999)

$$\Delta G^{\circ}_{r 298\text{K}} = \sum \Delta G^{\circ}_f \text{produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{r 298\text{K}} = [\Delta G^{\circ}_f \text{Ca(OCl)}_2 + \Delta G^{\circ}_f 2\text{NaCl} + \Delta G^{\circ}_f 2\text{H}_2\text{O}] - [\Delta G^{\circ}_f \text{Ca(OH)}_2 + \Delta G^{\circ}_f 2\text{NaOH} + \Delta G^{\circ}_f 2\text{Cl}_2]$$

$$\Delta G^{\circ}_{r 298\text{K}} = [-590,58 + (2)(-237,129) + (2)(-392,96)] - [(-869,85) + (2)(-419,15) + (2)(0)]$$

$$\Delta G^{\circ}_{r 298\text{K}} = -1.850,758 + 1.708,15$$

$$\Delta G^{\circ}_{r 298\text{K}} = -142,528 \text{ kJ/mol}$$

Untuk reaksi pada suhu $20^\circ\text{C} = 293,15\text{K}$, sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers 13.18 Hal 461, Smith *et al.*, 2001)

Dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} dT = (\Delta C^\circ_p)_H(T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\Delta A = \sum_i v_i A_i$$

$$\Delta B = \sum_i v_i B_i$$

$$\Delta C = \sum_i v_i C_i$$

$$T = 20^\circ\text{C} (293,15\text{K})$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15\text{K})$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

Maka:

$$\begin{aligned} & \int_{T_0}^T \frac{\Delta C^\circ_p}{R} \frac{dT}{T} = \\ & = \left((v_{KH}A_{KH} + v_A A_A + v_{NK}A_{NK}) - (v_{Kh}A_{Kh} + v_{Nh}A_{Nh} + v_K A_K) \right) \ln \tau + \left((v_{KH}B_{KH} + v_A B_A + v_{NK}B_{NK}) - (v_{Kh}B_{Kh} + v_{Nh}B_{Nh} + v_K B_K) \right) T_0 (\tau - 1) + \left((v_{KH}C_{KH} + v_A C_A + v_{NK}C_{NK}) - (v_{Kh}C_{Kh} + v_{Nh}C_{Nh} + v_K C_K) \right) T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \\ & \frac{\left((v_{KH}D_{KH} + v_A D_A + v_{NK}D_{NK}) - (v_{Kh}D_{Kh} + v_{Nh}D_{Nh} + v_K D_K) \right)}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \\ & = \left\{ v_{KH} \left(A_{KH} \ln \tau + B_{KH} T_0 (\tau - 1) + C_{KH} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{KH}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} + \left\{ v_A \left(A_A \ln \tau + B_A T_0 (\tau - 1) + C_A T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_A}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} + \left\{ v_{NK} \left(A_{NK} \ln \tau + B_{NK} T_0 (\tau - 1) + C_{NK} T_0^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{NK}}{\tau^2 T_0^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \end{aligned}$$

$$\left\{ v_{Kh} \left(A_{Kh} \ln \tau + B_{Kh} T_O (\tau - 1) + C_{Kh} T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{Kh}}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \left\{ v_{Nh} \left(A_{Nh} \ln \tau + B_{Nh} T_O (\tau - 1) + C_{Nh} T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_{Nh}}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\} - \left\{ v_K \left(A_K \ln \tau + B_K T_O (\tau - 1) + C_K T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) + \frac{D_K}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \right\}$$

Mencari nilai $\int_{T_O}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$ masing-masing komponen:

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PKH}}{R} \frac{dT}{T} &= 0,117 \times \ln \frac{T}{T_0} \\ &= 0,117 \times \ln \frac{293,15}{298,15} \\ &= -0,002 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PA}}{R} \frac{dT}{T} &= (8,712 \times \ln \tau) + (0,00125 T_O (\tau - 1)) \\ &\quad + (-0,00000018 T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)) \\ &= -0,154 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PNK}}{R} \frac{dT}{T} &= (95,016 \times \ln \tau) + (-0,031081 T_O (\tau - 1)) + \\ &\quad (-9,6789 E - 07 T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)) + \\ &\quad \left(\frac{-5,5116 E - 09}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \\ &= -1,608 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PKh}}{R} \frac{dT}{T} &= (9,597 \times \ln \tau) + (0,005 T_O (\tau - 1)) \\ &= -0,189 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PNh}}{R} \frac{dT}{T} &= (87,364 \times \ln \tau) + (-0,00048368 T_O (\tau - 1)) + \\ &\quad (-4,5423 E - 067 T_O^2 \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1)) + \\ &\quad \left(\frac{1,1863 E - 09}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \\ &= -1,473 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_O}^T \frac{C_{PK}}{R} \frac{dT}{T} &= (4,442 \times \ln \tau) + (0,000089 T_O (\tau - 1)) \\ &\quad + \left(\frac{-344000}{\tau^2 T_O^2} \left(\frac{\tau+1}{2} \right) (\tau - 1) \right) \\ &= -0,069 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p dT}{R T} = (1 \times (-0,002)) + (2 \times (-0,154)) + (2 \times (-1,608)) \\ - (1 \times (-0,189)) - (2 \times (-1,473)) - (2 \times (-0,069)) \\ = -0,253 \text{ kJ/mol}$$

Diperoleh:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H^\circ_0 - \Delta G^\circ_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R T} dT \\ \Delta G^\circ = -193,252 - \frac{293,15}{298,15}(-193,252 - (-142,528)) \\ + (-0,028(293,15 - 298,15)) \\ - (0,008314 \times 293,15 \times (-0,253)) \\ \Delta G^\circ = -142,694 \text{ kJ/mol}$$

B. Tinjauan Ekonomi

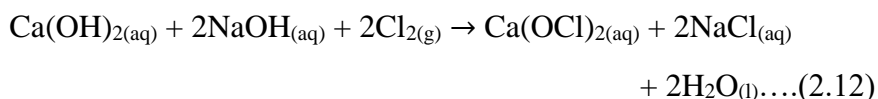
Harga bahan baku pada proses IV dapat dilihat pada Tabel 2.8

Tabel 2. 12 Harga Bahan Baku pada Proses IV

Bahan	Rumus Molekul	Harga		BM
		USD/kg	Rp/kg	
Kalsium Hidroksida	Ca(OH) ₂	0,140	2.054,5	74,08
Natrium Hidroksida	NaOH	0,335	4.916,1	40
Klorin	Cl ₂	0,658	9.656,1	70,90
Kalsium Hipoklorit	Ca(OCl) ₂	1,340	19.664,5	142,98
Air (<i>Water</i>)	H ₂ O	0,00	0.00	18,02
Natrium Klorida	NaCl	0,065	953,9	58,45

Sumber: icis.com

Kurs 1USD = 14.675,00 (Per 28 April 2023)

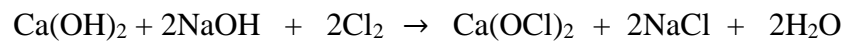


Konversi 76%

$$\text{Kapasitas produksi} = 45.000 \text{ ton/tahun} \\ = \frac{45.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 6.944,44 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OCl)}_2 &= \frac{\text{massa Ca(OCl)}_2}{\text{BM Ca(OCl)}_2} \\ &= \frac{5.681,8182 \text{ kg/jam}}{142,98 \text{ kg/kmol}} \\ &= 39,7386 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Mula- mula	52,2876	104,5751	104,5751	-	-	-
Bereaksi	39,7386	79,4771	79,4771	39,7386	79,4771	79,4771
Sisa	12,549	25,098	25,098	39,7386	79,4771	79,4771

1) Bahan Baku

a. Kalsium Hidroksida (Ca(OH)₂)

$$\text{BM Ca(OH)}_2 = 74,08 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 = 52,2876 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 &= \text{BM Ca(OH)}_2 \times \text{mol Ca(OH)}_2 \\ &= 74,08 \text{ kg/kmol} \times 52,2876 \text{ kmol/jam} \\ &= 3.873,4631 \text{ kg/jam} \\ &= 30.677.827,59 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Ca(OH)}_2 &= \text{massa Ca(OH)}_2 \times \text{harga Ca(OH)}_2 \\ &= 30.677.827,59 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 2.054,5/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 63.027.596.783,655/\text{tahun} \end{aligned}$$

b. Natrium Hidroksida (NaOH)

$$\text{BM NaOH} = 40 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol NaOH} = 104,5751 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaOH} &= \text{BM NaOH} \times \text{mol NaOH} \\ &= 40 \text{ kg/kmol} \times 104,5751 \text{ kmol/jam} \\ &= 4.183,0055 \text{ kg/jam} \\ &= 33.129.403,45 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya NaOH} &= \text{massa NaOH} \times \text{harga NaOH} \\ &= 33.129.403,45 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 4.916,1/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 162.867.460.300,545/\text{tahun} \end{aligned}$$

c. Klorin (Cl_2)

$$\begin{aligned} \text{BM Cl}_2 &= 70,9 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol Cl}_2 &= 104,5751 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa Cl}_2 &= \text{BM Cl}_2 \times \text{mol Cl}_2 \\ &= 70,9 \text{ kg/kmol} \times 104,5751 \text{ kmol/jam} \\ &= 7.414,3772 \text{ kg/jam} \\ &= 58.721.867,61 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya Cl}_2 &= \text{massa Cl}_2 \times \text{harga Cl}_2 \\ &= 58.721.867,61 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 9.656,1/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 567.024.225.828,921/\text{tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga Bahan Baku} &= \text{Harga Ca(OH)}_2 + \text{Harga NaOH} \\ &\quad + \text{Harga Cl}_2 \\ &= \text{Rp } 63.027.596.783,655/\text{tahun} \\ &\quad + 162.867.460.300,545/\text{tahun} \\ &\quad + \text{Rp } 567.024.225.828,921/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 792.919.282.913,121/\text{tahun} \end{aligned}$$

2) Produk

Kalsium Hipoklorit (Ca(OCl)_2)

$$\begin{aligned} \text{BM Ca(OCl)}_2 &= 142,98 \text{ kg/kmol} \\ \text{Massa Ca(OCl)}_2 &= 45.000.000 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya Ca(OCl)}_2 &= \text{massa Ca(OCl)}_2 \times \text{harga Ca(OCl)}_2 \\ &= 45.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 19.664,5/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun} \end{aligned}$$

3) Keuntungan

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\ &= \text{Rp } 884.902.500.000/\text{tahun} \\ &\quad - \text{Rp } 792.919.282.913,121/\text{tahun} \end{aligned}$$

= Rp 91.983.217.086,879/tahun

Berdasarkan empat proses pembuatan kalsium hipoklorit yang telah diuraikan di atas beserta tinjauan termodinamika dan tinjauan ekonomi, maka dapat dilihat perbandingannya pada masing-masing poses dalam Tabel 2.9 berikut ini:

Tabel 2. 13 Perbandingan Proses Pembuatan Kalsium Hipoklorit

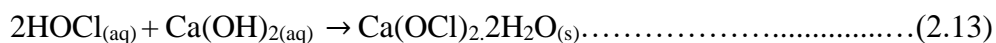
Parameter	Proses I	Proses II	Proses III	Proses IV
Bahan Baku	1. Natrium Hipoklorit 2. Kalsium Klorida	1. Kalsium Hidroksida 2. Asam Hipoklorit	1. Kalsium Hidroksida 2. Klorin	1. Kalsium Hidroksida 2. Natrium Hidroksida 3. Klorin
Suhu	40°C	30°C	20°C	20°C
Konversi	74,7%	83,67%	70%	76%
Produk	1. Kalsium Hipoklorit 2. Natrium Klorida	1. Kalsium Hipoklorit 2. Air	1. Kalsium Hipoklorit 2. Kalsium Klorida 3. Air	1. Kalsium Hipoklorit 2. Natrium Klorida 3. Air
ΔH°_r	0,654 kJ/mol	-92,157 kJ/mol	-198,009 kJ/mol	-193,252 kJ/mol
ΔG°_r	21,102 kJ/mol	-33,9352 kJ/mol	-143,147 kJ/mol	-142,694 kJ/mol
Keuntungan (Rp/tahun)	290.733.262.415,916	450.644.565.299,9	132.416.273.183,57	91.983.217.086,879

Berdasarkan pertimbangan kondisi pada Tabel 2.13 di atas, maka dipilih pembuatan kalsium hipoklorit pada proses II dengan mereaksikan kalsium hidroksida dan asam hipoklorit dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Mempunyai nilai konversi yang lebih tinggi, sehingga menghasilkan lebih banyak produk.
2. Tidak memiliki produk samping, sehingga lebih mudah dalam proses pemurniannya.
3. Secara termodinamika, energi gibbs yang dimiliki menunjukkan reaksi berjalan spontan artinya reaksi dapat berjalan tanpa masukan energi eksternal.
4. Berdasarkan tinjauan ekonomi, proses ini memiliki peluang keuntungan yang relatif lebih besar.

2.3 Kinetika Reaksi

Proses pembuatan kalsium hipoklorit dilakukan dengan reaksi padat-cair antara kalsium hidroksida berupa *aqueouos slurry* dengan asam hipoklorit berupa *aqueouos* seperti pada reaksi berikut:



Menurut (Su *et al.*, 2009), diketahui persamaan kinetika reaksi ditemukan sebagai orde dua yang ditentukan sebagai berikut:

$$-\frac{d[\text{HOCl}^-]}{dt} = k[\text{HOCl}^-]^2$$

$$-r_A = kC_A^2$$

$$-r_A = k(C_{A0}(1 - X_A))^2$$

Keterangan:

$-r_A$ = laju reaksi (mol/l.jam)

k = konstanta laju reaksi (L/mol.jam)

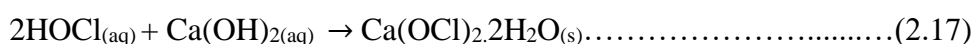
X_A = konversi

C_{A0} = konsentrasi HOCl mula-mula (mol/L)

τ = waktu tinggal (jam)

2.4 Uraian Proses

Pada pabrik ini digunakan proses untuk menghasilkan kalsium hipoklorit. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah reaksi hipoklorinasi menurut reaksi berikut:



Secara umum, proses hipoklorinasi pembuatan kalsium hipoklorit dibagi menjadi 3 tahap, yaitu :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku (Umpan Reaksi)

Dalam proses pembuatan kalsium hipoklorit digunakan bahan baku yaitu kalsium hidroksida [$\text{Ca}(\text{OH})_2$] dan asam hipoklorit [HOCl]. Berdasarkan *U.S. Patent* No 5.091.165, tahapan reaksi ini menggunakan larutan asam hipoklorit pekat yang mengandung 40% (w/w) dari berat HOCl, sedangkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang digunakan mengandung 30% (w/w) dari berat $\text{Ca}(\text{OH})_2$. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ padatan yang dibeli adalah 96,83%, sehingga $\text{Ca}(\text{OH})_2$ perlu dilarutkan di dalam *mixing tank* dengan mereaksikannya dengan H_2O .

2. Pereaksian kalsium hidroksida dan asam hipoklorit

Pada proses ini, reaksi yang digunakan adalah reaksi hipoklorinasi untuk membentuk kalsium hipoklorit yaitu dengan mereaksikan kalsium hidroksida [$\text{Ca}(\text{OH})_2$] dan asam hipoklorit [HOCl] pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dalam suatu reaktor. Konversi pada proses ini sebesar 83,67%.

3. Pengeringan

Hasil reaksi atau keluaran dari reaktor berupa *aqueous solution* dengan *slurry* kalsium hipoklorit dihidrat yang tersuspensi di dalamnya. Kemudian dilakukan pemisahan antara kalsium hipoklorit dihidrat dan *mother liquor* dengan menggunakan *centrifuge*. Selanjutnya setelah dilakukan pemisahan, produk kalsium hipoklorit dihidrat kemudian dikeringkan di *rotary dryer*. Adapun *rotary dryer* berfungsi untuk mengeringkan produk dengan menggunakan udara pengering melalui proses kontak langsung sehingga didapatkan produk kalsium hipoklorit berupa granular dengan kadar air yang sesuai.

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK

Bahan yang digunakan dalam pembuatan kalsium hipoklorit terdiri atas bahan baku dan bahan penunjang. Berikut merupakan spesifikasi bahan yang digunakan:

3.1 Bahan Baku Utama

A. Kalsium Hidroksida (*Calcium Hydroxide*)

Nama lain : *Slaked lime; milk of lime; hydrated lime*

Rumus molekul : Ca(OH)_2

Struktur Kimia :

$$\begin{array}{c} \text{Ca} \\ / \quad \backslash \\ \text{HO} \quad \text{OH} \end{array}$$

Berat molekul : 74,093 g/mol

Wujud : Padat

Warna : Putih

Bau : Tidak berbau

Densitas : 2,24 kg/L pada 25°C, solid

Kelarutan : 1,65 g/L (20°C)

Titik didih : 2850°C

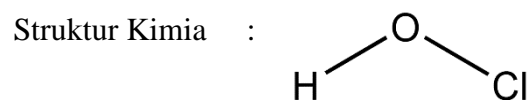
Titik leleh : 580°C

<i>Specific gravity</i>	: 2,2
C_p	: 0,0934 kJ/mol.K
$\Delta H_{f 298}$: -1000,81 kJ/mol
$\Delta G_{f 298}$: -869,85 kJ/mol
Kemurnian	: 96,83%

(Perry, 2008)

B. Asam Hipoklorit (*Hypochlorous Acid*)Nama lain : *Chloranol; Hydroxidochlorine; hypochloric acid*

Rumus molekul : HOCl



Berat molekul : 52,46 g/mol

Wujud : Cair

Warna : Tidak bewarna

Densitas : 1400 kg/m³

Titik didih : 198°C

Titik leleh : -17°C

 C_p : 0,0753 kJ/mol.K $\Delta H_{f 298}$: -117,9 kJ/mol $\Delta G_{f 298}$: -79,96 kJ/mol

Kemurnian : 40%

(Pubchem, 2004)

3.2 Bahan Baku Penunjang

Air (Water)

Nama lain : *Aqua; dihidrogen monoksida*

Rumus molekul : H₂O

Struktur Kimia :

$$\begin{array}{c} \text{O} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{H} \quad \text{H} \end{array}$$

Berat molekul : 18,015 g/mol

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Densitas : 1 g/cm³

Kemurnian : 100%

Titik didih : 100°C (373 K)

Titik leleh : 0°C (273 K)

Tekanan uap murni : 760 mmHg (pada 100°C)

Temperatur kritis : 374,2°C (647 K)

Tekanan kritis : 218 atm (22,089 Mpa)

Specific gravity : 1

Viskositas : 1,050 cp (pada 20°C)

C_p : 0,0754 kJ/mol.K

ΔH_{f 298} : -285,83 kJ/mol

ΔG_{f 298} : -237,129 kJ/mol

(Perry, 2008; Pubchem, 2004)

3.3 Produk

Kalsium Hipoklorit (*Calcium Hypochlorite*)

Nama lain : *Calcium salt; Bleaching powder*

Rumus molekul : $\text{Ca}(\text{OCl})_2$

Struktur Kimia :

$$\begin{array}{c} \text{Cl}-\text{O}^- \\ \quad \quad \quad \text{Ca}^{2+} \\ \quad \quad \quad \text{}^- \text{O}-\text{Cl} \end{array}$$

Berat molekul : 142,98 g/mol

Wujud : Padat

Warna : Putih/abu-abu

Densitas : 2,35 g/cm³ (20°C)

Kelarutan : 21 gr/100 mL, bereaksi

Titik didih : 175°C (448 K)

Titik leleh : 100°C (373 K)

C_p : 0,12 kJ/mol.K

$\Delta H_f 298$: -753,12 kJ/mol

$\Delta G_f 298$: -590,58 kJ/mol

Kemurnian : 75%

(Pubchem, 2005)

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap prarancangan kalsium hipoklorit dari kalsium hidroksida dan asam hipoklorit dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut:

1. Pabrik kalsium hipoklorit berisiko rendah karena pabrik bukan usaha baru yang belum pernah dicoba sama sekali dengan kondisi pasar yang tidak pasti. Nilai *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 21,61% dan nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2,81 tahun dimana masuk dalam batasan pabrik berisiko sedang sehingga pabrik layak untuk didirikan.
2. *Break Even Point* (BEP) sebesar 49,37% dari kapasitas produksi total dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 24,61% dari kapasitas total.
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 23,14%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

10.2 Saran

Prarancangan pabrik kalsium hipoklorit dari kalsium hidroksida dan asam hipoklorit dengan kapasitas 45.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Alim, S. G, Rizky, R. W., Eko, S., Denaya, A. P., Muhammad H. (2021). Analisis Kualitas Air Sungai Bengawan Solo Akibat Pembuangan Limbah Industri Tahu Dan Tempe Di Desa Laren Kecamatan Laren Kabupaten Lamongan. *Jurnal Enviscience*.
- Anonymous. (2023) Index Price Chemical. <https://www.icis.com>. (Diakses pada Tanggal 29 April 2023).
- Aries, R. S., Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New-York: McGraw-Hill Book Company.
- Badan Pengembangan Sumber Daya Manusia (BPSDM) Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat (PUPR). (2018). *Perencanaan Jaringan Pipa Transmisi dan Distribusi Air Minum. (Modul Proyeksi)*. DKI Jakarta.
- Badan Pusat Statistik RI. (2023a). *Ekspor-Impor Kalsium Hipoklorit*.
- Badan Pusat Statistik RI. (2023b). *Statistik Industri Manufaktur Indonesia-Bahan Baku*.
- Badan Pusat Statistik RI. (2023c). *Rata-Rata Suhu Udara dan Kelembaban Udara di Jawa Timur*. <https://jatim.bps.go.id/indicator/151/88/1/rata-rata-suhu-udara.html>. (Diakses pada Tanggal 23 Agustus 2023).
- Banchero J. T., Badger, W. L. (1988). *Introduction to Chemical Engineering*. New York: Mc Graw Hill.
- Bank Indonesia. 2023. *Informasi Kurs JISDOR*. <https://www.bi.go.id/id/statistik/informasi-kurs/jisdor/default.aspx>. (Diakses

pada 21 November 2023).

Brahm, J., Cornu, P., Garnier, P., Verlaeten, J., & Van Diest, J. (1989). *U.S. Patent No. 4,857,292*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.

Brandt, M. J., Johnson, K. M., Elphinston, A. J., Ratnayaka, D. D. (2017). *Twort's Water Supply Seventh Edition*. Butterworth-Heinemann.

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

Cipta Mutu Prima. (2022). *Persyaratan Bangunan Pabrik*.

<https://ciptamutuprima.com/tag/persyaratan-bangunan-pabrik/>. (Diakses pada 15 November 2023).

Conveyor Equipment Manufactures Association. (2019). *Screw Conveyors for Bulk Materials: ANSI/CEMA Standart No. 350 (5th ed.)*. <https://cemanet.org/wp-content/uploads/2019/06/ANSI-CEMA-350-FinalReview.pdf>. (Diakses pada 22 November 2023).

Coulson, J. M., Richardson, F. F., Sinnott, R. K. (1983). *Chemical Engineering; Vol. 6: An Introduction to Chemical engineering Design*. Oxford: Pergamon Press.

Chrome-effect. (2021). *Tinggi Tumpukan Maksimum, Persyaratan Keamanan saat Menyimpan Bahan, Metode untuk Meletakkan Barang harus Menyediakan.* <https://chrome-effect.ru/id/drywall/maksimalnaya-vysota-shtabelya-trebovaniya-> .(Diakses pada 30 Agustus 2023)

bezopasnosti-pr

Fogler, H. S. (2020). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. (6th Ed). New York: Pearson Education, Inc.

Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Process and Unit Operations*. (3rd Ed). New Jersey: Prentice-Hall, Inc.

Gleichert, R. D. (1964). *U.S. Patent No. 3,134,641*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.

- Hasbibi, M. (2009). An Overview Of Lime Slaking And Factors That Affect The Process.
- Himmelblau, D. M., Riggs, J. B. (2004). *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*. (7th Ed). New Jersey: Prentice Hall.
- Joshi, M. V. (1976). Process Equipment Design. New Delhi: The Macmillan Company of India Limited.
- Kemenkes RI. (2010). Keputusan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 492/MENKES/PER/1V/2010 Tentang Persyaratan Kualitas Air Minum.
- Kemenperin RI. (2023). *Kementerian Perindustrian Republik Indonesia : Data Produksi Pemutih di Indonesia*
- Kern, D. Q. (1950). Process Heat Transfer. New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kern, D. Q. (1965). Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (2001). Carbon and Graphite Fibers To Chlorocarbons and Chlorohydrocarbons. In *Encyclopedia of Chemical Technology* (4th ed., Vol. 5, pp. 1–535). Wiley.
- Lower, S., Doan, C., Le, H. (2021). *Gibbs (Free) Energy*. [https://chem.libretexts.org/Bookshelves/Physical_and_Theoretical_Chemistry_Textbook_Maps/Supplemental_Modules_\(Physical_and_Theoretical_Chemistry\)/Thermodynamics/Energies_and_Potentials/Free_Energy/Gibbs_\(Free\)_Energy](https://chem.libretexts.org/Bookshelves/Physical_and_Theoretical_Chemistry_Textbook_Maps/Supplemental_Modules_(Physical_and_Theoretical_Chemistry)/Thermodynamics/Energies_and_Potentials/Free_Energy/Gibbs_(Free)_Energy). (Diakses pada Tanggal 5 Juli 2023).
- Matches. 2014. Matches' Process Equipment Cost Estimates. <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>. Diakses pada 28 November 2023.
- Mc Cabe, W. L., Smith, J. C., Harriot, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. (5th Ed). Ney York: MC Graw-Hill.
- Menteri Kesehatan Republik Indonesia. (2017). Peraturan Menteri Kesehatan

Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017 tentang Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan dan Persyaratan Kesehatan Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi, Kolam Renang, Solus Per Aqua, dan Pemandian Umum. Kementerian Kesehatan. DKI Jakarta.

Metcalf, L., Eddy, H. P., Tchobanoglous, G. 1991. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, and Reuse (Vol. 4)*. New York: McGraw-Hill.

Michal, S., Hana, N., Jan, K. (2017). *The Determination of Viscosity at Liquid Mixtures – Comparison of Approaches*. American Institute of Physics.

Mustafa, A. T. M. G., Eakman, J. M. (1997). *Prediction of Capacities of Solid Inorganic Salts Contributions*. New Mexico State University.

Nauman, E. B. (2002). *Chemical Reactor Design, Optimization, and Scale Up*. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.

Pancoko, M., Jami, A. (2012). *Kriteria Pemilihan Pompa untuk Mengalirkan Larutan Asam Fosfat ke Mixer Settler pada Proses Recovery Uranium dari Asam Fosfat. PRPN BATAN*

Paryanto, Supraptop, M., Rosihan, A., Ferdian, F., Wibowo, A. D. (2022). *Kajian Kualitas Air Wilayah Sungai Bengawan Solo PLTA Wonogiri. Inovasi Teknik Kimia*.

Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. (8th ed.). McGraw-Hill.

Perry, R. H., Green, D. W. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th Ed). New York: McGraw-Hill.

Perry, R. H., Green, D. W. (1999). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th Ed). New York: McGraw-Hill.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4th Ed). Singapore: McGraw-Hill, Inc.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th Ed). New York: McGraw-Hill.

- Pompatech. (2022). Pompa Plunger. <https://www.pumptec.com/blog/plunger-pump-vs-piston-pump>. (Diakses pada 30 September 2023).
- Powell, S. T. (1954). *Water Conditioning for Industry* First Edition. New York: McGraw-HillBook Company.
- PT Indomakmur Inti Lestari. (2020). Stainless Steel 316 dan Kegunaannya dalam Industri Kelautan.. https://www.indomakmur.com/blog/blog_detail/stainless-steel-316-dan-kegunaannya-dalam-industri-kelautan. (Diakses pada 22 Agustus 2023).
- PT Sanwa Prefab. (2020). Gudang penyimpanan merupakan salah satu komponen penting yang wajib ada pada sebuah perusahaan. <https://sanwaprefab.co.id/bangun-gudang-penyimpanan-dengan-material-prefabrikasi/>. (Diakses pada 12 September 2023).
- Pubchem Compound NCBI. (2004, September 16). *Hypochlorous Acid (CID 24341)*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/24341>
- Pubchem Compound NCBI. (2004, September 16). *Water (CID 962)*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/962>
- Pubchem Compound NCBI. (2005, June 24). *Calcium Hypochlorite (CID 24504)*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Calcium-hypochlorite>
- Qasim, S. R., Zhu, G. (2018). *Wastewater Treatment and Reuse Theory and Design Examples Volume 1 Principles and Basic Treatment*. Florida: CRC Press.
- Rase, H. F. (1977). *Chemical Reactor Design for Process Plants, Vol 1 Principles & Techniques*. Toronto: John Wiley and Sons Canada Ltd.
- Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Poling, B. E. (1987). *The Properties of Gases & Liquids*. (4th Ed). New York: Mc Graw-Hill.
- Richardson, J. F., Harker, J. H., Backhurst, J. R. (2002). *Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Process*. (5th Ed). Butterworth Heinemann.
- Rossini, F. D., Wagman, D. D., Evans, W. H., Levine, S., & Jaffe, I. (1952). *Selected*

- Values of Chemical Thermodynamic Properties*. United State Government Printing Office.
- Sakowski, W.J., Shaffer, J. H., Carty, L. G. (1982). *U.S. Patent No. 4,337,236*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Shaffer, J. H., Melton, J. K., & Hilliard, G. E. (1992). *U.S. Patent No. 5,091,165*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Shammas, N. K., Wang, L. K. (2007). Gravity Thickening. In: *Biosolids Treatment Processes. Handbook of Environmental Engineering*. Wang, L. K., Shammas, N. K., Hung, Y. -T. (eds). New Jersey: Humana Press.
- Sidabutar, A. (2022). Identifikasi Bahan dari Komponen Penyusun Pompa Sentrifugal Single Stage Single Suction Tipe TTAAR. https://www.academia.edu/11346602/Bahan_Penyusun_Pompa_Sentrifugal_typr_TTAAR. Diakses pada 30 Agustus 2023.
- Sinnot, R., Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. (2nd Ed). Elsevier.
- Sinnot, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series Volume 6*. (4th Ed). Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sinnot, R., Towler, G. 2020. *Chemical Engineering Design Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series*. (6th Ed). Butterworth Heinemann: Oxford.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2001). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (6th ed). New York: McGraw-Hill
- Smith, R. (2005). *Chemical Process: Design and Integration*. John Wiley & Sons.
- Strem Chemicals. (2021). Safety Data Sheet. <https://www.strem.com/>. (Diakses pada 15 Desember 2023).
- Su, Y. S., Morrison III, D. T., & Ogle, R. A. (2009). Chemical kinetics of calcium hypochlorite decomposition in aqueous solutions. *Journal of Chemical Health & Safety*, 16(3), 21-25.

- Tatara, S., Iwaki, Y., Fujishima, T., Morita, Y., & Kumoda, M. (1973). *U.S. Patent No. 3,767,775*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Twort, A. C., Ratnayaka, D. D., Brandt, M. J. (2000.) *Water Supply*. (5th Ed). Butterworth-Heinemann.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Toronto: John Wiley & Sons, Inc.
- Vilbrandt, F. C., Dryden, C. E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design* (4th Ed). Tokyo: McGraw-Hill Kogakusha, Ltd. Tokyo.
- Wagiman. (2020). *Gudang, Pengemasan dan Cara Penyimpanan*. (Bahan Ajar Kuliah). Universitas Gadjah Mada. Yogyakarta.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Massachusetts: Butterworth-Heinemann.
- Whetley. (1996). *Reciprocating Tipe Triplex Single Acting Plunger*. <https://www.wheatleygaso.com/>. (Diakses pada 23 November 2023).
- Whitman, D. L. & Terry, R. E. (2012). *Fundamentals of Engineering Economics and Decision Analysis*. Switzerland: Springer Cham.
- Widyastuti, M. T. Taufik, M., Santikayasa, I. P. (2016). *Prediksi Debit Jangka Panjang untuk Sungai Bengawan Solo*. *Media Pengembangan Ilmu dan Profesi Kegeografian*. <https://journal.unnes.ac.id/nju/index.php/JG/index>
- Wilson, T. E. (2005). *Clarifier Design Second Edition*. Water Environment Federation (WEF) Press.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Education.