

**PRARANCANGAN PABRIK KLOLIN DIOKSIDA
DARI HIDROGEN PEROKSIDA, NATRIUM KLOLAT, DAN ASAM
SULFAT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Reaktor (RE-201))**

(Skripsi)

Oleh

MUHAMMAD RIFQI FADHILAH IRSA

NPM 1815041062



**FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2024**

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK KLOORIN DIOKSIDA DARI HIDROGEN PEROKSIDA, NATRIUM KLOORAT, DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN (Perancangan Reaktor 201 (RE-201))

Oleh

MUHAMMAD RIFQI FADHILAH IRSA

Klorin dioksida merupakan senyawa anorganik yang digunakan sebagai *bleaching agent* dalam industri pulp, kertas dan tekstil menggantikan Cl_2 , *chloride*, dan *hypochloride*. Klorin dioksida dapat diproduksi dengan beberapa cara antara lain: 1) Proses Solvay 2) Proses Mathiesson dan 3) Proses *Hydrogen Peroxide-Atmosphere*. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik berupa sistem pengolahan dan penyediaan air, sistem penyediaan *steam*, *cooling water*, penyediaan udara, dan instrumentasi.

Kapasitas produksi pabrik klorin dioksida direncanakan sebesar 30.000 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam 1 tahun. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Karawang, Jawa Barat. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 108 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi lini.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp 703.878.253.984
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp 124.213.809.527
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp 828.092.063.510
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	= 45,25%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 13,84%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) _b	= 2,80 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) _a	= 3,27 tahun

<i>Return on Investment before taxes</i>	$(ROI)_b$	= 33,60%
<i>Return on Investment after taxes</i>	$(ROI)_a$	= 26,88%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	= 33,72%

Berdasarkan beberapa paparan di atas, maka pendirian pabrik klorin dioksida ini layak untuk dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dari sisi ekonomi dan mempunyai prospek yang relatif baik.

ABSTRACT

PREDESIGN OF CHLORINE DIOXIDE FROM HYDROGEN PEROXIDE, SODIUM CHLORATE, AND SULFURIC ACID WITH CAPACITY 30.000 TONS/YEARS

(Reactor 201 Design (RE-201))

By

MUHAMMAD RIFQI FADHILAH IRSA

Chlorine dioxide is an organic compound that is used as a bleaching agent in the pulp, paper and textile industries to replace Cl_2 , chloride, and hypochloride. Chlorine dioxide can be produced in several ways, including: 1) Solvay Process 2) Mathiesson Process and 3) Hydrogen Peroxide-Atmosphere Process. Provision of utility plant needs a treatment system and water supply, steam supply system, cooling water, air, and instrumentation providers.

Capacity of the plant is planned to production chlorine dioxide is 30.000 tons/year with 330 working days in a year. The location of plant is planned in Karawang, West Java. Labor needed in this plant as many as 108 people with a business entity form Limited Liability Company (PT) with line organizational structure.

From the economic analysis are obtained :

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp 703.878.253.984
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp 124.213.809.527
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp 828.092.063.510
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	= 45,25%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 13,84%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) _b	= 2,80 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) _a	= 3,27 tahun

<i>Return on Investment before taxes</i>	$(ROI)_b$	= 33,60%
<i>Return on Investment after taxes</i>	$(ROI)_a$	= 26,88%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	= 33,72%

By considering above the summary, it is proper establishment of chlorine dioxide plant for studied further, because the plant is profitable and has good prospects future.

**PRARANCANGAN PABRIK
KLORIN DIOKSIDA DARI HIDROGEN PEROKSIDA,
NATRIUM KLORAT, DAN ASAM SULFAT DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Reaktor (RE-201))**

**Oleh
MUHAMMAD RIFQI FADHILAH IRSA
1815041062**

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 KLOLIN
DIOKSIDA DARI HIDROGEN PEROKSIDA,
NATRIUM KLOLAT, DAN ASAM SULFAT
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Reaktor (RE-
201))**

Nama Mahasiswa

: **Muhammad Rifqi Fadhilah Irsa**

Nomor Pokok Mahasiswa : 1815041062

Program Studi

: Teknik Kimia

Fakultas

: Teknik



Yuli Darni, S.T., M.T.

NIP. 197407122000032001

Lia Lismeri, S.T., M.T.

NIP. 198503122008122004

2. Ketua Jurusan Teknik Kimia

Yuli Darni, S.T., M.T.

NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN**1. Tim Penguji****Ketua****: Yuli Darni, S.T., M.T.****Sekretaris****: Lia Lismeri, S.T., M.T.****Penguji****Bukan Pembimbing : Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.****Dr. Heri Rustamaji, S.T., M.Eng.****2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung****Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M.Sc.****NIP. 197509282001121001****Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 30 April 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, 31 Mei 2024



Muhammad Rifqi Fadhilah Irsa

NPM. 1815041062

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Tangerang pada tanggal 27 Oktober 2001, putra sulung dari pasangan Bapak Irwan Supandi, S.T., M.T. dan Ibu Sri Yuliza, S.Pd.

Penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar Islam Al-Azhar BSD pada tahun 2012, Sekolah Menengah Pertama Negeri 13 Tangerang pada tahun 2015, dan Sekolah Menengah Atas Negeri 8 Tangerang pada tahun 2018.

Pada tahun 2018, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Jalur SBMPTN 2018. Selama menjadi mahasiswa penulis aktif dalam organisasi sebagai staff Departemen Kaderisasi Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila periode 2019 dan kepala Departemen Kerohanian Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila periode 2020.

Pada tahun 2021, penulis melakukan Kerja Praktik di PT. Semen Padang dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja *Raw Mill*”. Penulis juga melakukan penelitian dengan judul “Sintesis Produk *Biofoam* Berbahan Baku Pati Sorgum dan Jerami Padi sebagai *Filler*”.

MOTTO

Fortis Fortuna Adiuvat

Keberuntungan berpihak pada mereka yang berani

Quamvis Infirmus Sum, Fines Non Sum

Tidak peduli seberapa lemah saya, saya tidak memiliki batasan

Melius Est Amittere Quam Cedere

Lebih baik kalah daripada menyerah

Sebuah KaryaKu....

Dengan sepenuh hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah SWT

Karena kehendak-Nya, semua ini dapat ku peroleh

Atas berkah dan karunia-Nya, aku bisa menyelesaikan karya kecil ini

Atas anugerah-Nya, aku bisa bertahan selama ini.

Kedua orang tuaku dan seluruh keluarga besar,

terima kasih atas doa, kasih sayang, pengorbanan, dan keikhlasannya.

*Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan dengan
pengorbanan dan kasih sayang selama ini*

Sahabat-sahabatku,

terima kasih atas dukungan, doa, dan ketulusannya selama ini.

Para pengajar sebagai tanda hormatku,

*terima kasih atas ilmu yang telah diberikan selama ini, baik itu
berupa ilmu teknik kimia, maupun ilmu kehidupan yang tentunya
sangat berguna dan bermanfaat.*

Dan tak lupa kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta,

semoga kelak berguna dikemudian hari.

SANWACANA

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT, atas segala berkat dan rahmat-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Klorin Dioksida dari Hidrogen Peroksida, Natrium Klorat, dan Asam Sulfat dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun” 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.

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

1. Keluarga tercinta, Mama, Papa, Adik Rafly, serta seluruh keluarga besar atas pengorbanan, doa, dukungan, ketulusan, bantuan, dan semangat yang telah diberikan serta cinta dan kasih sayang yang selalu mengiringi setiap saat.
2. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung serta Dosen Pembimbing I, yang telah memberikan ilmu, pengarahan, saran, bimbingan, pengertian dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
3. Ibu Lia Lismeri, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II, yang telah memberikan ilmu, pengarahan, saran, bimbingan, pengertian dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
4. Ibu Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc. selaku Dosen Peguji I yang telah memberikan ilmu, pengarahan, saran, bimbingan, pengertian dan kritik dalam

penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.

5. Bapak Dr. Heri Rustamaji, S.T., M.Eng., selaku Dosen Penguji II yang telah memberikan ilmu, pengarahan, saran, dan kritik dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
6. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
7. Alvita Fiksi Azzahra sebagai patner tugas akhir yang selalu membersamai dan melengkapi penulis, atas kerjasamanya selama ini dalam penyelesaian Laporan Tugas Akhir serta mendampingi dalam keadaan suka duka, menyemangati, dan selalu memberikan dukungan kepada penulis.
8. Lapas Squad 18, Ismail, Puspito, Dimas, Andi, Rio, dan Rakha sebagai teman seperjuangan dari ospek hingga meraih gelar sarjana yang selalu memberikan semangat, dukungan, dan doa.
9. Kak Ali, Kak Tiara, Kak Sigit, Kak Neo, dan Ikhsan atas bantuannya selama penulis menyelesaikan Tugas Akhir ini.
10. Adik Angkatan 2020 (Korem Family), Fatullah, Fauzi, Reza, Jonadri, Farel, dan Irfan yang telah membantu penulis selama penyelesaian Tugas Akhir ini.
11. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini dan tentunya untuk diri sendiri yang selalu percaya dan yakin bahwa mampu menyelesaikan perkuliahan dengan cara dan waktu yang sebaik-baiknya.

Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini dapat dipergunakan sebaik-baiknya.

Bandar Lampung, 31 Mei 2024

Penulis,

Muhammad Rifqi Fadhilah Irsa

DAFTAR ISI

<i>Cover</i>	i
ABSTRAK.....	ii
ABSTRACT.....	iv
Halaman judul.....	vi
Lembar pengesahan.....	vii
PERNYATAAN	ix
RIWAYAT HIDUP.....	x
MOTTO	xi
Persembahan	xii
SANWACANA	xiii
DAFTAR ISI.....	xvi
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR GAMBAR	xxiv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.4 Analisis Pasar	3
1.5 Kapasitas Pabrik.....	4
1.6 Lokasi Pabrik	5
BAB II	8
DESKRIPSI DAN PEMILIHAN PROSES.....	8
2.1 Macam-macam Proses Pembuatan	9
2.2 Seleksi Proses.....	11
2.3 Pemilihan Proses	24

2.4 Uraian Proses	25
BAB III	29
SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK	29
3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	29
3.2 Spesifikasi Produk.....	31
BAB IV	32
NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	32
4.1 Neraca Massa	32
4.2 Neraca Energi.....	37
BAB V	43
SPESIFIKASI PERALATAN PROSES DAN UTILITAS	43
5.1 Peralatan Proses	43
5.2 Peralatan Utilitas	69
BAB VI.....	96
UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH.....	96
6.1 Unit Pendukung Proses	96
6.2 Pengolahan Limbah.....	110
6.3 Laboratorium.....	110
6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses.....	113
BAB VII.....	116
TATA LETAK DAN LOKASI PABRIK	116
7.1 Lokasi Pabrik	116
7.2 Tata Letak Pabrik	119
7.3 Estimasi Area Pabrik.....	121
BAB VIII	124
MANAJEMEN DAN ORGANISASI	124
8.1 Bentuk Perusahaan	124
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	126

8.3 Tugas dan Wewenang	127
8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian.....	132
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	133
8.6 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	135
8.7 Kesejahteraan Karyawan	140
BAB IX.....	143
INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	143
9.1 Investasi	143
9.2 Evaluasi Ekonomi	148
9.3 Angsuran Pinjaman	151
9.4 <i>Discounted Cash Flow</i> (DCF).....	151
BAB X.....	153
SIMPULAN DAN SARAN	153
10.1 Simpulan	153
10.2 Saran	153
DAFTAR PUSTAKA	154

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Klorin Dioksida di Indonesia.....	3
Tabel 2. 1 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada Suhu 298,15 K (Yaws, 1999)	12
Tabel 2. 2 Nilai Konstanta C_p (kJ/mol.K) (Yaws, 1999)	14
Tabel 2. 3 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada suhu 298,15 K (Yaws, 1999).....	16
Tabel 2. 4 Nilai Konstanta C_p (J/mol.K) (Yaws, 1999)	18
Tabel 2. 5 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada suhu 298,15 K (Yaws, 1999).....	20
Tabel 2. 6 Nilai Konstanta C_p (kJ/mol.K) (Yaws, 1999)	22
Tabel 2. 7 Perbandingan <i>Nilai Gibbs Free Energy</i> dan Entalpi Reaksi pada Proses Pembuatan Klorin Dioksida	24
Tabel 2. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Klorin Dioksida.....	25
Tabel 4. 1. 1 Neraca Massa <i>Dillution Tank</i> (DT-101)	32
Tabel 4. 1. 2 Neraca Massa <i>Dillution Tank</i> (DT-102)	33
Tabel 4. 1. 3 Neraca Massa Dissolver Tank (DS-101)	33
Tabel 4. 1. 4 Neraca Massa <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	33
Tabel 4. 1. 5 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-102).....	34
Tabel 4. 1. 6 Neraca Massa <i>Heat Exchanger</i> (HE-103).....	34
Tabel 4. 1. 7 Neraca Massa Reaktor (RE-201).....	34
Tabel 4. 1. 8 Neraca Massa Absorber (AB-301)	35
Tabel 4. 1. 9 Neraca Massa Evaporator 1	35
Tabel 4. 1. 10 Neraca Massa Evaporator 2	35
Tabel 4. 1. 11 Neraca Massa <i>Crystallizer</i> (CR-301).....	36
Tabel 4. 1. 12 Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	36
Tabel 4. 1. 13 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	37
Tabel 4. 2. 1 Neraca Energi <i>Dillution Tank</i> H_2SO_4 (DT-101)	37
Tabel 4. 2. 2 Neraca Energi <i>Dillution Tank</i> H_2O_2 (DT-102).....	38
Tabel 4. 2. 3 Neraca Energi <i>Dissolver Tank</i> $NaClO_3$ (DS-101).....	38
Tabel 4. 2. 4 Neraca Energi Heat Exchanger (HE-101).....	38
Tabel 4. 2. 5 Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-102)	39
Tabel 4. 2. 6 Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (HE-103)	39
Tabel 4. 2. 7 Neraca Energi Reaktor (RE-201)	39
Tabel 4. 2. 8 Neraca Energi Absorber (AB-301).....	40
Tabel 4. 2. 9 Neraca Energi Evaporator (EV-301)	40

Tabel 4. 2. 10 Neraca Energi Evaporator (EV-302)	41
Tabel 4. 2. 11 Neraca Energi <i>Crystallizer</i> (CR-301)	41
Tabel 4. 2. 12 Neraca Energi <i>Centrifuge</i> (CF-301)	41
Tabel 4. 2. 13 Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	42
Tabel 5. 1. 1 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-101).....	43
Tabel 5. 1. 2 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-102).....	44
Tabel 5. 1. 3 Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (SS-101).....	44
Tabel 5. 1. 4 Spesifikasi <i>Dilution Tank</i> (DT-101)	45
Tabel 5. 1. 5 Spesifikasi <i>Dilution Tank</i> (DT-102)	46
Tabel 5. 1. 6 Spesifikasi <i>Dissolver Tank</i> (DS-101)	47
Tabel 5. 1. 7 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	48
Tabel 5. 1. 8 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-102).....	49
Tabel 5. 1. 9 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-103).....	50
Tabel 5. 1. 10 Spesifikasi Reaktor (RE-201).....	51
Tabel 5. 1. 11 Spesifikasi Absorber (AB-301)	52
Tabel 5. 1. 12 Spesifikasi Evaporator (EV-301).....	52
Tabel 5. 1. 13 Spesifikasi Evaporator (EV-302).....	53
Tabel 5. 1. 14 Spesifikasi <i>Crystallizer</i> (CR-301).....	54
Tabel 5. 1. 15 Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	55
Tabel 5. 1. 16 Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	55
Tabel 5. 1. 17 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-301).....	56
Tabel 5. 1. 18 Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (SS-301).....	57
Tabel 5. 1. 19 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-101).....	57
Tabel 5. 1. 20 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-302).....	58
Tabel 5. 1. 21 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-303).....	59
Tabel 5. 1. 22 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-101)	59
Tabel 5. 1. 23 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-301)	60
Tabel 5. 1. 24 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-302)	61
Tabel 5. 1. 25 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-303)	61
Tabel 5. 1. 26 Spesifikasi Pompa Proses (PP-101).....	62
Tabel 5. 1. 27 Spesifikasi Pompa Proses (PP-102).....	63
Tabel 5. 1. 28 Spesifikasi Pompa Proses (PP-103).....	63
Tabel 5. 1. 29 Spesifikasi Pompa Proses (PP-104).....	64
Tabel 5. 1. 30 Spesifikasi Pompa Proses (PP-105).....	65
Tabel 5. 1. 31 Spesifikasi Pompa Proses (PP-106).....	65

Tabel 5. 1. 32 Spesifikasi Pompa Proses (PP-301).....	66
Tabel 5. 1. 33 Spesifikasi Pompa Proses (PP-302).....	67
Tabel 5. 1. 34 Spesifikasi Pompa Proses (PP-303).....	67
Tabel 5. 1. 35 Spesifikasi Pompa Proses (PP-304).....	68
Tabel 5. 2. 1 Spesifikasi Gudang Alum (GD-401)	69
Tabel 5. 2. 2 Spesifikasi Gudang Kaporit (GD-402)	69
Tabel 5. 2. 3 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401).....	70
Tabel 5. 2. 4 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-401).....	70
Tabel 5. 2. 5 Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄ (ST-402)	71
Tabel 5. 2. 6 Spesifikasi Tangki Dispersan (ST-403).....	71
Tabel 5. 2. 7 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-404).....	72
Tabel 5. 2. 8 Spesifikasi Tangki NaOH (ST-405)	73
Tabel 5. 2. 9 Spesifikasi Tangki Air Demin (ST-406).....	73
Tabel 5. 2. 10 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-407).....	74
Tabel 5. 2. 11 Spesifikasi Tangki Air Kondensat (ST-408).....	75
Tabel 5. 2. 12 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CL-401).....	75
Tabel 5. 2. 13 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401)	76
Tabel 5. 2. 14 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401).....	76
Tabel 5. 2. 15 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401).....	77
Tabel 5. 2. 16 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB-401)	77
Tabel 5. 2. 17 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401).....	78
Tabel 5. 2. 18 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401).....	78
Tabel 5. 2. 19 Spesifikasi Pot Feeder Alum (PF-401)	79
Tabel 5. 2. 20 Spesifikasi Pot Feeder Kaporit (PF-402).....	79
Tabel 5. 2. 21 Spesifikasi Deaerator (DA-401).....	80
Tabel 5. 2. 22 Spesifikasi Boiler (BO-401).....	81
Tabel 5. 2. 23 Spesifikasi Steam Blower (SB-401)	81
Tabel 5. 2. 24 Spesifikasi Air Dryer (AD-401)	82
Tabel 5. 2. 25 Spesifikasi Kompresor (AC-401)	82
Tabel 5. 2. 26 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BU-401).....	83
Tabel 5. 2. 27 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BU-402).....	83
Tabel 5. 2. 28 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BU-403).....	84
Tabel 5. 2. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401).....	84
Tabel 5. 2. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-402).....	85
Tabel 5. 2. 31 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403).....	85

Tabel 5. 2. 32 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404).....	86
Tabel 5. 2. 33 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405).....	86
Tabel 5. 2. 34 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406).....	87
Tabel 5. 2. 35 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407).....	87
Tabel 5. 2. 36 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408).....	88
Tabel 5. 2. 37 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409).....	88
Tabel 5. 2. 38 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410).....	89
Tabel 5. 2. 39 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411).....	89
Tabel 5. 2. 40 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412).....	90
Tabel 5. 2. 41 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413).....	90
Tabel 5. 2. 42 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414).....	91
Tabel 5. 2. 43 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415).....	91
Tabel 5. 2. 44 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416).....	92
Tabel 5. 2. 45 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417).....	92
Tabel 5. 2. 46 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418).....	93
Tabel 5. 2. 47 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-419).....	93
Tabel 5. 2. 48 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-420).....	94
Tabel 5. 2. 49 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-421).....	94
Tabel 5. 2. 50 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-422).....	95
Tabel 6. 1 Keperluan Air Untuk Umum (General Uses)	97
Tabel 6. 2 Kebutuhan Air Pendingin Alat Proses	99
Tabel 6. 3 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	100
Tabel 6. 4 Kebutuhan air proses pengenceran	101
Tabel 6. 5 Kualitas Air Sungai Citarum (Laili, 2017) dan (Paryono,2017)	103
Tabel 6. 6 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	114
Tabel 6. 7 Pengendalian Variabel Utama Proses	115
Tabel 7. 1 Perincian Luas Area Pabrik Klorin Dioksida	121
Tabel 8. 1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	135
Tabel 8. 2 Perincian Tingkat Pendidikan.....	135
Tabel 8. 3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat.....	137
Tabel 8. 4 Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	138
Tabel 9. 1 Fixed Capital Investment.....	144
Tabel 9. 2 <i>Manufacturing Cost</i>	145
Tabel 9. 3 <i>General Expenses</i>	146
Tabel 9. 4 Biaya Administratif	147

Tabel 9. 5 <i>Minimum Acceptable Percent Return On Investment</i>	149
Tabel 9. 6 <i>Acceptable Payout Time</i> Untuk Tingkat Risiko Pabrik	150

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Impor Klorin Dioksida di Indonesia	3
Gambar 1. 2 Lokasi Pendirian Pabrik Klorin Dioksida	5
Gambar 2. 1 Diagram Alir Uraian Proses HP-A Pembuatan Klorin Dioksida.....	26
Gambar 7. 1 Lokasi Pabrik.....	122
Gambar 7. 2 Tata Letak Pabrik dan Fasilitas Pendukung.....	122
Gambar 7. 3 Tata Letak Peralatan Proses	123
Gambar 9. 1 Grafik Break Even Point (BEP).....	151
Gambar 9. 2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	152

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan terjadinya kemajuan teknologi, perkembangan industri di Indonesia pun mengalami peningkatan di segala bidang, termasuk dalam bidang industri kimia. Perkembangan industri tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku industri dan menambah devisa negara. Devisa dianggap penting karena merupakan alat pembayaran internasional yang menambah pendapatan sehingga dapat digunakan untuk membiayai pembangunan negara. Persediaan devisa negara akan terkuras untuk membiayai impor jika tidak diimbangi dengan kegiatan ekspor. Pendirian pabrik klorin dioksida (ClO_2) ini diharapkan dapat memperkecil ketergantungan negara terhadap impor bahan kimia dari luar negeri.

Bahan kimia dengan sebutan klorin dioksida merupakan salah satu bahan yang banyak dibutuhkan namun masih didatangkan dari luar negeri terutama China sebagai negara pengimpor terbesarnya. Dalam industri pulp dan kertas, ClO_2 digunakan sebagai *bleaching agent* pengganti Cl_2 , *chloride*, dan *hypochloride* dengan kemampuan dapat menghancurkan lignin tanpa merusak selulosa dengan hasil selulosa berwarna putih yang khas (Kirk Othmer, 2006).

Selain itu, klorin dioksida digunakan sebagai antiseptik dan bakterisida, bahan pembuatan garam klorit, serta dibutuhkan pada industri tekstil. Sedangkan pada bidang sanitasi, khususnya industri air minum, bahan ini digunakan dalam mengatasi masalah rasa dan bau.

1.2 Kegunaan Produk

1.2.1 Produk Utama

Klorin dioksida seringkali digunakan sebagai *bleaching agent* yang memiliki keunggulan dibanding zat pengoksidasi lainnya yaitu klorin dioksida tidak memecah selulosa, dan dengan demikian menjaga sifat mekanis pulp yang diputihkan. Selain itu, digunakan sebagai zat pemutih dan penghasil serat berkualitas tinggi pada industri tekstil. Contohnya, jika direaksikan engan belerang, bahan ini dapat menjadikan wol lebih tahan susut. Pada industri pengolahan air, klorin dioksida dapat mengurangi bau atau rasa tidak enak, menghilangkan lumpur, bakteri, jamur dan alga, serta menghilangkan besi dan mangan dari air. Klorin dioksida juga dapat berperan sebagai antiseptic dan disinfektan.

1.2.2 Produk Samping

Natrium sulfat digunakan dalam industri serat selulosa, perawatan logam elektrokimia, akumulator panas, dan pembuat spons (Ullmann's, 2000). Selain itu, bahan kimia ini digunakan juga sebagai bahan pembuatan deterjen, natrium sulfida, dan *flat glass*, serta diaplikasikan pada industri tekstil untuk pemerataan zat warna di kain (IHS, 2023).

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan klorin dioksida adalah hidrogen peroksida, natrium klorat, dan asam sulfat. Bahan baku hidrogen peroksida didapatkan dari PT. Peroksida Indonesia Pratama, Karawang, Jawa Barat dengan kapasitas 23.000 ton/tahun, serta bahan baku asam sulfat didapatkan dari PT. Timur Raya Tunggal yang juga berlokasi di Karawang, Jawa Barat dengan kapasitas 72.000 ton/tahun. Sedangkan bahan baku natrium klorat diimpor dari Continental Hope Group (CHG) yang berlokasi di China dengan kapasitas 100.000 ton/tahun

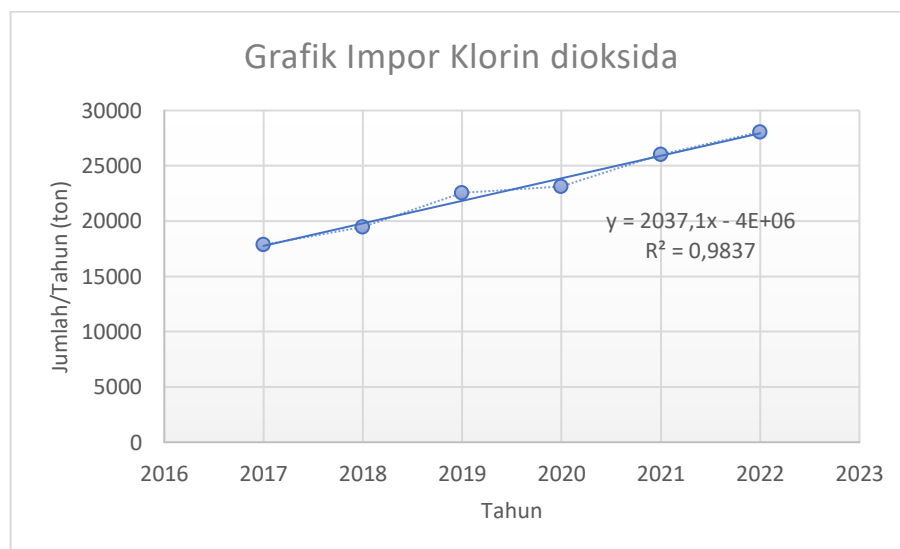
1.4 Analisis Pasar

Dalam merancang pabrik, dilakukan analisis pasar sebagai langkah untuk mengetahui besar minat pasar terhadap suatu produk. Adapun analisis pasar klorin dioksida berdasarkan data impor bahan kimia tersebut adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Data Impor Klorin Dioksida di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton)
2017	17.856
2018	19.489
2019	22.536
2020	23.114
2021	26.051
2022	28.063

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2023



Gambar 1. 1 Data Impor Klorin Dioksida di Indonesia

Pada Grafik 1.1., sumbu x merupakan tahun ke-n

Tahun 2017 = tahun ke 1

Tahun 2018 = tahun ke 2

Tahun 2019 = tahun ke 3

Tahun 2023 = tahun ke 4

Tahun 2021 = tahun ke 5

Tahun 2022 = tahun ke 6

Berdasarkan data tersebut maka di plotkan pada Grafik 1.1 dan dilakukan pendekatan berupa persamaan garis lurus $y = mx + C$.

Dimana:

y = kebutuhan impor klorin dioksida (ton/tahun)

x = tahun ke n

m = *slope*

C = *intercept*

Maka di dapatkan *slope* sebesar:

$$m = \frac{n \sum xy - \sum x \sum y}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} = 2.307,1143$$

$$CC = \frac{\sum y}{n} - \left(m - \frac{\sum x}{n}\right) = -4.091.100,8$$

Melalui perhitungan persamaan garis lurus maka didapatkan nilai $y = 2.307,1143x - 4.091.100,8$ yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan impor klorin dioksida di Indonesia di tahun 2028. Sehingga didapatkan prediksi kebutuhan impor ClO_2 di Indonesia sebesar 40.138 ton/tahun.

1.5 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan kebutuhan konsumsi produk dalam negeri yang belum terpenuhi dan kapasitas pabrik yang sudah berdiri, ditentukan kapasitas produksi pabrik. Dimana belum didirikan pabrik klorin dioksida di Indonesia, maka sebagai pertimbangan dibandingkan dengan pabrik yang sudah berdiri di luar negeri seperti Nouryon HQ, Amsterdam dan ERCO Worldwide Inc, Saskatoon, Saskatchewan, Kanada dengan kapasitas produksi 35.000 ton/tahun. Serta dipertimbangkan pula dari data impor kebutuhan klorin dioksida di Indonesia. Berdasarkan data impor tersebut, didapatkan persamaan garis lurus data impor klorin dioksida pada tahun 2028 sebesar 40.138 ton/tahun.

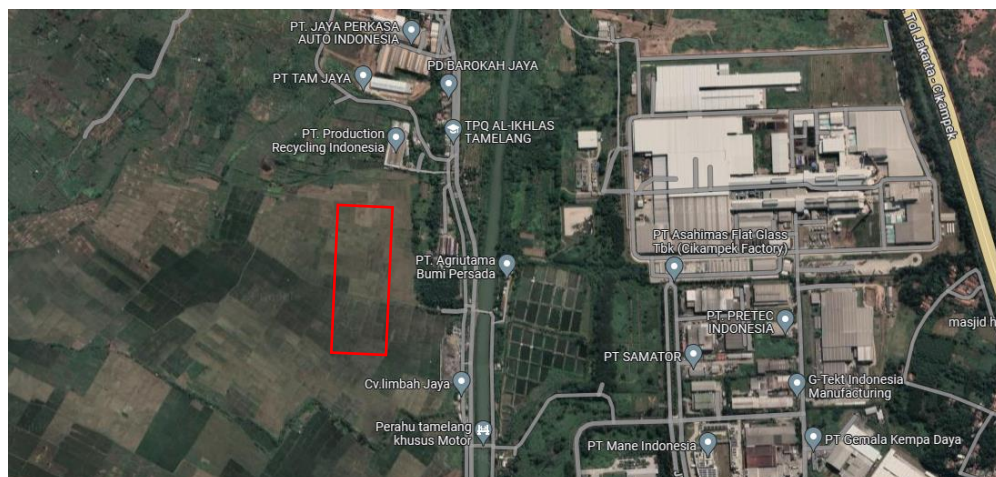
Namun, berdasarkan peraturan yang berlaku di Indonesia yaitu UU No. 5 Tahun 1999, pelaku usaha dilarang melakukan penguasaan atas produksi dan/atau pemasaran barang dan/atau jasa yang dapat mengakibatkan terjadinya praktek monopoli. Dengan demikian, kapasitas produksi akan diambil 75% dari perkiraan kebutuhan pada tahun 2028 yaitu sebesar 30.000 ton/tahun.

1.6 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik yang tepat akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang minimal sehingga pabrik tersebut dapat berjalan efisien, ekonomis dan juga menguntungkan, sehingga penentuan aspek tersebut sangatlah penting untuk dilakukan dalam merancang suatu pabrik.

Selain itu, lokasi juga akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan tersebut. Pada penentuan lokasi pabrik harus diusahakan agar biaya transportasi serta upah pekerja memiliki nilai sekecil mungkin.

Pabrik klorin dioksida dari hidrogen peroksida, natrium klorat, dan asam sulfat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Karawang, Jawa Barat dengan pertimbangan beberapa faktor. Diharapkan dengan berdirinya pabrik klorin dioksida di daerah ini mampu memenuhi kebutuhan ClO_2 bagi industri-industri yang menggunakan klorin dioksida sebagai bahan penunjangnya.



Gambar 1. 2 Lokasi Pendirian Pabrik Klorin Dioksida
(sumber: <http://maps.google.com>)

Terdapat faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pendirian pabrik antara lain:

a. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku yang meliputi letak sumber bahan baku yang perlu diperhatikan agar memudahkan bahan baku menuju lokasi pabrik dengan biaya transportasi seminimal mungkin. Bahan baku hidrogen peroksida diperoleh dari PT. Peroksida Indonesia Pratama serta bahan baku asam sulfat diperoleh dari PT. Timur Raya Tunggal, dimana kedua sumber bahan baku tersebut berlokasi di Karawang, Jawa Barat, sedangkan untuk bahan baku natrium klorat diimpor dari Continental Hope Group (CHG), China.

b. Daerah pemasaran

Daerah pemasaran yaitu kemudahan dalam pemasaran produk, dimana lokasi pabrik harus dekat dengan daerah pemasaran atau konsumen yang membutuhkan. Klorin dioksida kebanyakan digunakan pada industri pulp dan kertas, industri tekstil, dan industri pengolahan air. Diharapkan dengan berdirinya pabrik ini mampu memenuhi berbagai industri tersebut akan kebutuhan bahan klorin dioksida serta membuka kesempatan berdirinya industri-industri yang menggunakan ClO_2 sebagai bahan bakunya.

c. Tenaga kerja

Tenaga kerja, dimana suatu pabrik harus ditempatkan pada daerah yang banyak tenaga kerjanya, dari tingkat sarjana sampai pekerja buruh. Dengan pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru dan dapat mengurangi pengangguran di Indonesia, khususnya di daerah lokasi pabrik yaitu Jawa Barat yang memiliki jumlah penduduk yang cukup banyak.

d. Penyediaan air

Penyediaan air yang meliputi kebutuhan air yang jumlahnya cukup besar seperti air pendingin, air proses, serta air untuk kebutuhan sehari-hari bagi karyawan dan masyarakat sekitar. Air yang dibutuhkan pabrik ini dipenuhi dari Sungai Citarum, Jawa Barat.

e. Sarana transportasi

Sarana transportasi yaitu lokasi pabrik diharuskan sedekat mungkin dengan areal-areal industri serta pelabuhan sehingga mempermudah pemasokan bahan

baku serta jangkauan pemasaran produk. Dimana pelabuhan terdekat dari lokasi pabrik ini adalah Pelabuhan Karawang Island Internasional.

f. Utilitas

Utilitas yang meliputi listrik air yang digunakan dalam proses dan sanitasi. Kebutuhan listrik dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan, sedangkan kebutuhan air diperoleh dari Sungai Citarum, Jawa Barat yang mempunyai debit air cukup besar.

g. Kebijakan pemerintah dan kondisi alam

Kebijakan pemerintah dan kondisi alam, dimana diperlukan koordinasi dan persetujuan pembangunan dari pemerintah, maka diperlukan lokasi yang sesuai dan didukung oleh pemerintahan dengan kondisi alam yang memungkinkan, yaitu struktur tanah yang stabil sehingga daerah tersebut minim bencana alam dan pabrik dapat didirikan.

BAB II

DESKRIPSI DAN PEMILIHAN PROSES

Klorin dioksida merupakan bahan kimia dengan wujud gas berwarna kuning kehijauan yang ditemukan oleh Sir H. Davy pada tahun 1811. Penemuan tersebut didapatkan dari hasil mereaksikan *potassium chlorate* (KClO_3) dengan *chloride acid* (HCl). Dimana diketahui bahwa ClO_2 dapat digunakan sebagai *bleaching* bubuk kertas jika dicampurkan dalam larutan asam asetat (CH_3COOH). Pada tahun 1930, klorin dioksida pertama kali dikembangkan dengan proses yang komersil (Kirk Othmer, 2006).

Didukung dengan gerakan *clean water act* yaitu gerakan untuk mencegah, mengurangi, atau menggantikan *chloride* yang banyak dikritik aktivis lingkungan, penggunaan klorin dioksida semakin banyak dibutuhkan. Adapun kerugian penggunaan Cl_2 , yaitu (Kirk Othmer, 2006):

- 1) Sangat reaktif terhadap bermacam zat termasuk H_2O , NH_3 dan hidrokarbon.
- 2) Memiliki kelarutan rendah sehingga sulit tidak terjadi penguapan saat berperan sebagai disinfektan.
- 3) Kurang efektif dalam pengontrolan bau dan rasa saat digunakan pada industri pengolahan air minum.

Oleh karena itu, penggunaan klorin dioksida lebih dimintai sebagai pengganti Cl_2 karena lebih ramah lingkungan.

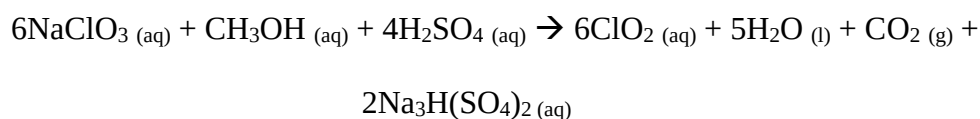
2.1 Macam-macam Proses Pembuatan

Pembuatan klorin dioksida memiliki mekanisme yang sama untuk semua proses, yaitu memanfaatkan klorat sebagai bahan bakunya dan berlangsung dalam larutan yang sangat asam. Perbedaan dari ketiga proses tersebut adalah bahan pereduksi yang digunakan. Jenis proses pembuatan ClO_2 komersil adalah sebagai berikut:

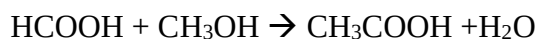
a. *Solvay Process* atau Proses Metanol

Proses pembuatan klorin dioksida dengan metanol sebagai agen pereduksinya.

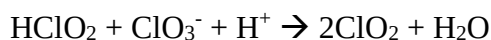
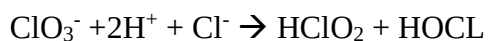
Reaksi keseluruhan proses ini yaitu (US Patent No. 4.770.868, 1988):



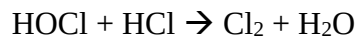
Klorat akan mengoksidasi metanol dengan cara membentuk formaldehid, asam formik, lalu karbon dioksida. Oksidasi asam formik menjadi karbon dioksida terjadi secara lambat dan membentuk *volatile* metilforma.



Diperlukan asam sulfat berkonsentrasi tinggi untuk mencapai laju produksi yang diinginkan dan menghasilkan “*acid salt cake*”. Metanol yang diumpankan hanya 40% digunakan secara efisien dalam proses pembentukan ClO_2 karena tidak sempurnanya oksidasi metanol juga sangat lambatnya reaksi metanol-klorat. Mekanisme proses klorat tersebut adalah sebagai berikut:



Selain itu, terbentuk pula klorin dari reaksi samping HOCl dan HCl.

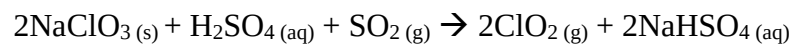


Digunakan dua reaktor yang disusun secara seri dengan suhu reaksi 63°C yang menghasilkan konversi 86%. Gas ClO₂ hasil reaksi didinginkan oleh kondenser untuk mengembunkan air dan menghasilkan gas ClO₂ dengan konsentrasi tinggi. Kemudian ClO₂ dikontakkan dengan air pada menara absorber untuk menghasilkan larutan yang mengandung sedikit klorin.

b. Mathiesson Process atau Proses SO₂

Proses pembuatan klorin dioksida dengan SO₂ sebagai zat pereduksinya.

Reaksi utama yaitu sebagai berikut (US Patent, No. 5.145.660):

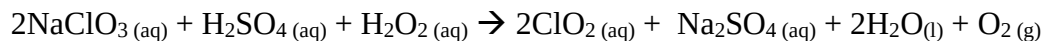


Dibutuhkan dua reaktor yang dihubungkan secara seri dengan suhu operasi yaitu 46°C dengan menghasilkan konversi sebesar 88%.. Dimana larutan natrium klorat dan asam sulfat dimasukkan dalam reaktor pertama melalui secara kontinyu. SO₂ dicairkan dengan udara dan dialirkan melalui *sparger* pada bagian bawah reaktor. Sulfur dioksida tersebut digunakan sebagai reduktor untuk memproduksi klorin dioksida dengan kandungan klorin yang lebih sedikit. Hasil ClO₂ yang masih mengandung SO₂ dialirkan ke *stripper* lalu dicuci dengan *scrubber packed* untuk menghilangkan sulfur dioksida. Proses ini juga memproduksi asam sulfat untuk mengurangi kebutuhan asam secara keseluruhan.

c. *Hydrogen Peroxide-Atmospheric Process* (HP-A Process) atau Proses H_2O_2

Proses pembuatan klorin dioksida dengan H_2O_2 sebagai agen pereduksinya.

Reaksi keseluruhan proses ini adalah sebagai berikut (Mingxin, 2011):



Proses HP-A menggunakan bahan baku berupa hidrogen peroksida (H_2O_2), natrium klorat (NaClO_3), dan asam sulfat (H_2SO_4). Umpan tersebut dilarutkan terlebih dahulu dengan air, kemudian direaksikan dalam reaktor pada suhu $40,5^\circ\text{C}$ dengan konversi 99% dan menghasilkan gas ClO_2 dan O_2 sebagai aliran *output* atas, yang kemudian dialirkan menuju absorber untuk menyerap ClO_2 . Dalam absorber, gas ClO_2 dan O_2 akan dikontakkan dengan air pendingin hingga berubah fasa menjadi larutan lalu disimpan pada tangki penyimpanan. Sedangkan aliran *output* bawah, yaitu Na_2SO_4 , H_2O , NaClO_3 , H_2O_2 dan H_2SO_4 dialirkan menuju evaporator dan dikristalkan pada *crystallizer* lalu dipisahkan dengan *centrifuge* dan dikeringkan pada *rotary dryer* menjadi produk samping.

2.2 Seleksi Proses

2.2.1 Berdasarkan nilai *gibbs free energy* dan entalpi reaksi

Nilai entalpi reaksi (ΔH) menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan atau dihasilkan. Reaksi berlangsung secara endotermis atau membutuhkan panas jika ΔH bernilai positif (+), sedangkan reaksi berlangsung secara eksotermis atau menghasilkan panas jika ΔH bernilai negatif (-).

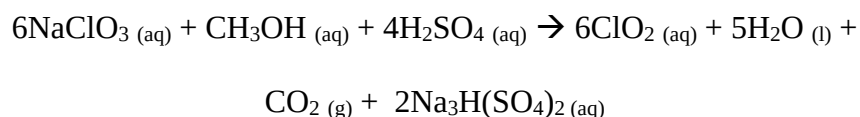
Gibbs free energy (ΔG°) menunjukkan spontan atau tidaknya suatu reaksi kimia untuk meninjau kelayakan suatu industri. Reaksi berlangsung secara

spontan jika ΔG^0 bernilai positif (+) sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang sangat besar. Namun reaksi berlangsung secara tidak spontan jika ΔG^0 bernilai negatif (-) sehingga hanya membutuhkan sedikit energi dari luar. Oleh karena itu semakin kecil atau negatif ΔG^0 maka reaksi tersebut akan semakin baik karena reaksi berlangsung spontan dimana energi yang dibutuhkan semakin kecil (Smith, 2001).

Berikut ini adalah perhitungan nilai *gibbs free energy* dan entalpi reaksi dari proses pembuatan klorin dioksida.

a. Proses Solvay

Reaksi dari dengan proses solvay adalah sebagai berikut:



Tabel 2. 1 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada Suhu 298,15 K (Yaws, 1999)

Komponen	ΔG^0_{298} (kJ/mol)	ΔH^0_{298} (kJ/mol)
NaClO ₃	-262,2	-365,8
CH ₃ OH	166,27	-245,9
H ₂ SO ₄	-690,1	-814
ClO ₂	120,5	102,5
H ₂ O	-237,129	-285,83
CO ₂	-394,359	-393,59
Na ₃ H(SO ₄) ₂	-2278,9	130,6

Pembuatan klorin dioksida dengan proses solvay dioperasikan pada suhu 63°C atau 336,15 K.

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH) 25°C atau 298,15 K.

$$\Delta H_{298}^0 = \Delta H_0^0 = \Delta H_0^0 \text{ produk} - \Delta H_0^0 \text{ reaktan} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned} &= ((6.102,5) + (5.(-285,83)) + (-393,59) + (2.(130,6)) - \\ &\quad ((6.(-365,8)) + (-238,66) + (4.(-814))) \\ &= 4.750,16 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Menghitung nilai *Gibbs free energy* (ΔG^0) pada suhu 25°C atau 298,15 K.

$$\Delta G_{298}^0 = \Delta G_0^0 = \Delta G_0^0 \text{ produk} - \Delta G_0^0 \text{ reaktan} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned} &= ((6.120,5) + (5.(-237,129)) + (-394,359) + (2.(-2.278,9)) \\ &\quad - ((6.(-262,2)) + (166,27) + (4.(-690,1))) \\ &= -905,904 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Menghitung entalpi reaksi (ΔH_r) pada suhu operasi.

Untuk menghitung ΔH^0 pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H^0 = \Delta H_0^0 + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^0}{R} dT$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^0}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^0}{R} dT &= \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \\ &\quad + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \end{aligned}$$

Maka nilai ΔH^0 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H^0 &= \Delta H_0^0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \end{aligned}$$

(Smith, 2001)

Untuk ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD diketahui nilai konstanta C_p masing masing senyawa sebagai berikut:

Tabel 2. 2 Nilai Konstanta Cp (kJ/mol.K) (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D
NaClO ₃	31,8	0	0	0
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	1,4596.10 ⁻⁶
H ₂ SO ₄	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342.10 ⁻⁶
ClO ₂	186,153	-0,80657	0,0018068	-5,0986.10 ⁻⁷
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469.10 ⁻⁷
CO ₂	27,437	0,042315	-0,000019555	3,9968.10 ⁻⁹
Na ₃ H(SO ₄) ₂	8,648	0,9648	0,00009143	0

Dimana:

$$R = 8,314$$

$$T = 63\text{ }^{\circ}\text{C} = 336,15\text{ K}$$

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

Dengan reaksi sebagai berikut:



Diperoleh nilai :

$$\Delta A = (A\text{ ClO}_2 + A\text{ H}_2\text{O} + A\text{ CO}_2 + A\text{ Na}_3\text{H(SO}_4)_2) - (A\text{ NaClO}_3 + A\text{ CH}_3\text{OH} + A\text{ H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta A = ((6.186,153) + (5. 92,053) + (27,437) + (2. 8,648)) - ((6. 31,8) + (40,152) + (4. 26,004))$$

$$\Delta A = 1.286,948$$

Dengan cara yang sama, maka didapatkan nilai sebagai berikut:

$$\Delta B = -6,19121$$

$$\Delta C = 0,016520455$$

$$\Delta D = -5,97811.10^{-6}$$

Subtitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD kedalam rumus ΔH° untuk menghitung nilai ΔH° :

$$\Delta H^{\circ} = \Delta H_0^{\circ} + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\Delta H^{\circ} = 4.750,16$$

$$\begin{aligned} &+ 8,314 \left[1.286,948(336,15 - 298,15) \right. \\ &+ \frac{-6,19121}{2}(336,15^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{0,016520455}{3}(336,15^3 - 298,15^3) \\ &\left. + (-5,97811 \cdot 10^{-6} \left(\frac{336,15 - 298,15}{(336,15)(298,15)} \right)) \right] \\ &= 12.956,8194 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔH° pada proses solvay sebesar 12.956,8194

- Menghitung entalpi reaksi dan *Gibbs free energy* pada suhu operasi. Untuk menghitung ΔG reaksi menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ} = \Delta H_0^{\circ} - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^{\circ} - \Delta G_0^{\circ}) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^{\circ}}{R} dT \\ - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^{\circ}}{R} \frac{dT}{T} \end{aligned}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^{\circ}}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^{\circ}}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \\ \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \end{aligned}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^{\circ}}{R} \frac{dT}{T}$ adalah sebagai berikut :

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

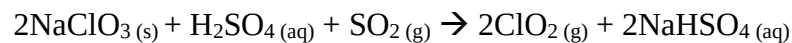
Maka nilai ΔG^0 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta G^0 = & \Delta H_0^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^0 - \Delta G_0^0) + \\ & R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ & - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \\ & \text{(Smith, 2001)} \\ \Delta G^0 = & 4750,16 - \frac{336,15}{298,15} (4750,16 - (-905,904)) + \\ & 8,314 \left[\frac{1286,948}{3} (336,15^3 - 298,15^3) + \frac{-6,1912}{2} (336,15^2 - 298,15^2) \right. \\ & \left. + \frac{0,01652}{3} (336,15^3 - 298,15^3) - 0,000059 \left(\frac{336,15 - 298,15}{336,15 \times 298,15} \right) \right] \\ & - 8,314 \times 298,15 \left[\left[-6,1912 + \left(0,01652 + \frac{-0,000059}{298,15^2 \times 336,15^2} \right) \right] \left(\frac{336,15 + 298,15}{2} \right) \right] (336,15 - 298,15) \\ \Delta G^0 = & -121.200,29 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG^0 pada proses solvay sebesar -121.200,29

b. Proses *Mathiesson*

Reaksi pembentukan klorin dioksida dengan proses *Matthieson* adalah sebagai berikut:



Tabel 2. 3 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada suhu 298,15 K (Yaws, 1999)

Komponen	ΔG^0_{298} (kJ/mol)	ΔH^0_{298} (kJ/mol)
NaClO ₃	-262,2	-365,8
H ₂ SO ₄	-690,1	-814
SO ₂	-300,2	-296,8
ClO ₂	120,5	102,5
NaHSO ₄	-992,9	-1125,5

Pembuatan klorin dioksida dengan proses *Matthieson* dioperasikan pada suhu 46°C atau 319,15 K.

- Menghitung nilai entalpi reaksi (ΔH) 25°C atau 298,15 K.

$$\Delta H^0_{298} = \Delta H^0_{\text{produk}} - \Delta H^0_{\text{reaktan}} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned} \Delta H^0_{298} &= \Delta H^0_{\text{produk}} - \Delta H^0_{\text{reaktan}} \\ &= ((2.102,5) + (2.(-1125,5))) - ((2.(-365,8)) + (-814) + (-296,8)) \\ &= -203,6 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Menghitung nilai *Gibbs free energy* (ΔG) 25°C atau 298,15 K.

$$\Delta G^0_{298} = \Delta G^0_{\text{produk}} - \Delta G^0_{\text{reaktan}} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned} \Delta G^0_{298} &= \Delta G^0_{\text{produk}} - \Delta G^0_{\text{reaktan}} \\ &= ((2.120,5) + (2.(-992,2))) - ((2.(-262,2)) + (-690,1) + (-300,2)) \\ &= -230,1 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Menghitung entalpi reaksi pada suhu operasi.

Untuk menghitung ΔH_r pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\Delta H_r = \Delta H^0 + (C_p)_H$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT &= \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \\ &\quad + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \end{aligned}$$

Maka nilai ΔH^0 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H^0 &= \Delta H^0_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\ &\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \quad (\text{Smith, 2001}) \end{aligned}$$

Untuk ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD diketahui nilai konstanta C_p masing masing senyawa sebagai berikut:

Tabel 2. 4 Nilai Konstanta C_p (J/mol.K) (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D
NaClO ₃	9,48	0,0468	0	0
H ₂ SO ₄	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342.10 ⁻⁶
SO ₂	203,445	-1,0537	0,002611300	-1,0697.10 ⁻⁶
ClO ₂	186,153	-0,80657	0,0018068	-5,0986.10 ⁻⁷
NaHSO ₄	7,005	0,7125	0,00006712	0

Dimana:

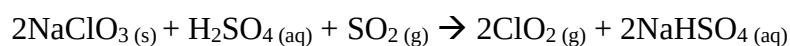
$$R = 8,314$$

$$T = 46\text{ }^{\circ}\text{C} = 319,15\text{ K}$$

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

$$\tau = \frac{T}{T_0} = \frac{319,15}{298,15} = 1,0704$$

Dengan reaksi sebagai berikut :



$$\Delta A = (A \text{ ClO}_2 + A \text{ NaHSO}_4) - (A \text{ NaClO}_3 + A \text{ H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta A = ((6.186,153) + (2. 7,005)) - ((2. 9,48) + (26,004) + (203,445))$$

$$\Delta A = 130,902$$

Dengan cara yang sama, maka didapatkan nilai sebagai berikut:

$$\Delta B = -0,64391$$

$$\Delta C = 0,00245502$$

$$\Delta D = -9,8422.10^{-7}$$

Subtitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD kedalam rumus ΔH° untuk menghitung nilai ΔH° :

$$\begin{aligned}
\Delta H^o &= \Delta H_0^o + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\
&\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\
\Delta H^o &= -203 + 8,314 \left[130,902(319,15 - 298,15) \right. \\
&\quad + \frac{-0,64391}{2}(319,15^2 - 298,15^2) \\
&\quad + \frac{0,002455}{3}(319,15^3 - 298,15^3) \\
&\quad \left. + (-9,8422 \cdot 10^{-7} \left(\frac{319,15 - 298,15}{(319,15)(298,15)} \right)) \right] \\
&= 1.177,5753
\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔH^o pada proses *Matthieson* sebesar 1.177,5753

- Menghitung entalpi reaksi dan *gibbs free energy* pada suhu operasi. Untuk menghitung ΔG reaksi menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\Delta G^o &= \Delta H_0^o - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^o - \Delta G_0^o) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT - \\
&\quad RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} \frac{dT}{T}
\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT &= \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \\
&\quad \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)
\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} \frac{dT}{T}$ adalah sebagai berikut :

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

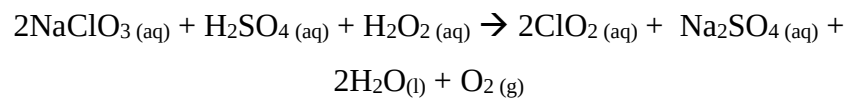
Maka nilai ΔG^o adalah sebagai berikut (Smith, 2001):

$$\begin{aligned}
\Delta G^0 = & \Delta H_0^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^0 - \Delta G_0^0) + \\
& R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\
& - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \\
\Delta G^0 = & -203 - \frac{319,15}{298,15} (-203 - (5128,9999)) + \\
8,314 & \left[\frac{130,902 (319,15 - 298,15) + \frac{-0,64391}{2} (319,15^2 - 298,15^2)}{+ \frac{0,002455}{3} (319,15^3 - 298,15^3) + 9,8422 \times 10^{-7} \left(\frac{319,15 - 298,15}{319,15 \times 298,15} \right)} \right]
\end{aligned}$$

Diperoleh nilai ΔG^0 pada proses *Mathieson* sebesar 5.128,9999

c. Proses HP-A

Reaksi dari pembentukan klorin dioksida dengan proses HP-A adalah sebagai berikut:



Tabel 2. 5 Nilai ΔG^0 dan ΔH^0 pada suhu 298,15 K (Yaws, 1999)

Komponen	ΔG^0_{298} (kJ/mol)	ΔH^0_{298} (kJ/mol)
NaClO ₃	-262,2	-365,8
H ₂ SO ₄	-690,1	-814
H ₂ O ₂	-120,4	-285,83
ClO ₂	120,5	102,5
Na ₂ SO ₄	-1.270,2	-1387,1
H ₂ O	-237,129	-285,83
O ₂	16,4	0

Pembuatan klorin dioksida dengan proses HP-A dioperasikan pada suhu 40,5°C atau 313,65 K.

- Menghitung nilai *Gibbs free energy* pada suhu 25°C atau 298,15 K.

$$\Delta G^0_{298} = \Delta G^0_{\text{produk}} - \Delta G^0_{\text{reaktan}} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned}
\Delta G^0_{298} &= \Delta G^0_{\text{produk}} - \Delta G^0_{\text{reaktan}} \\
&= ((2.120,5) + (-1270,2) + (2.(-237,129)) + (16,4)) - \\
&\quad ((2.(-262,2)) + (690,1) + (-120,4)) \\
&= -138,558 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

- Menghitung nilai entalpi reaksi pada suhu 25°C atau 298,15 K.

$$\begin{aligned}
\Delta H^0_{298} &= \Delta H^0_{\text{produk}} - \Delta H^0_{\text{reaktan}} \quad (\text{Smith, 2001}) \\
&= ((2.102,5) + (-1387,1) + (2.(-285,83) + (-11,7)) - \\
&\quad ((2.(-365,8)) + (-814) + (-191,2)) \\
&= -28,66 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

- Menghitung entalpi reaksi pada suhu operasi.

Untuk menghitung ΔH_r menggunakan persamaan:

$$\Delta H_r = \Delta H^0 + (C_p)_H$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT &= \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \\
&\quad + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)
\end{aligned}$$

Maka nilai ΔH^0 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\Delta H^0 &= \Delta H^0_0 + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\
&\quad \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]
\end{aligned}$$

(Smith, 2001)

Maka untuk ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD diketahui nilai konstanta C_p masing masing senyawa sebagai berikut :

Tabel 2. 6 Nilai Konstanta Cp (kJ/mol.K) (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D
NaClO ₃	31,8	0	0	0
H ₂ SO ₄	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342.10 ⁻⁶
H ₂ O ₂	-15,248	0,67693	-0,0014948	1,2018.10 ⁻⁶
ClO ₂	186,153	-0,80657	0,0018068	-5,0986.10 ⁻⁷
Na ₂ SO ₄	233,15	-0,009527	-0,00003466	1,577.10 ⁻⁸
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469.10 ⁻⁷
O ₂	46,432	0,39506	-0,0070522	3,9897.10 ⁻⁵

Dimana:

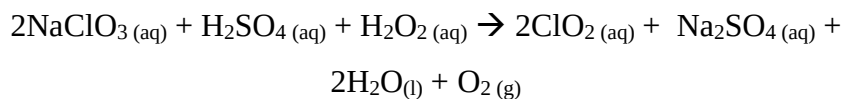
$$R = 8,314$$

$$T = 40,5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313,65 \text{ K}$$

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

$$\tau = \frac{T}{T_0} = \frac{313,65}{298,15} = 1,0520$$

Dengan reaksi sebagai berikut:



$$\Delta A = (A \text{ ClO}_2 + A \text{ NaHSO}_4 + A \text{ H}_2\text{O} + A \text{ O}_2) -$$

$$(A \text{ NaClO}_3 + A \text{ H}_2\text{SO}_4 + A \text{ H}_2\text{O}_2)$$

$$\Delta A = ((2.186,153) + (233,15) + (2.92,053) + (46,432)) -$$

$$((2.31,8) + (26,004) + (-15,248))$$

$$\Delta A = 761,638$$

Dengan cara yang sama, maka didapatkan nilai sebagai berikut:

$$\Delta B = -2,687813$$

$$\Delta C = -0,00101492$$

$$\Delta D = 3,7726.10^{-5}$$

Substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD kedalam rumus ΔH^o untuk menghitung nilai ΔH^o :

$$\Delta H^o = \Delta H_0^o + R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right]$$

$$\frac{(C_P)_H}{R} = 761,638 + \frac{-2,687813}{2} (313,65 + 298,15) + \frac{-0,00101492}{3} (313,65^2 + 298,15^2 + 313,65 \times 298,15) + \frac{3,7726.10^{-5}}{313,65 \times 298,15} = -155,5553$$

$$(C_P)_H = -155,5553 \times 8,314 = -1.293,29$$

$$\Delta H_r = \Delta H^o + (C_P)_H$$

$$\Delta H_r = -28,66 + (-1.293,29) = -1.321,95 \text{ kJ/mol}$$

Diperoleh nilai ΔH^o pada proses HP-A sebesar $-1.321,95 \text{ kJ/mol}$

- Menghitung entalpi reaksi dan *Gibbs free energy* pada suhu operasi.

Untuk menghitung ΔG reaksi menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G^o = \Delta H_0^o - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^o - \Delta G_0^o) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} \frac{dT}{T}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT$ adalah sebagai berikut :

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^o}{R} \frac{dT}{T}$ adalah sebagai berikut :

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

Maka nilai ΔG^o adalah sebagai berikut (Smith,2001):

$$\begin{aligned} \Delta G^o = & \Delta H_0^o - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0^o - \Delta G_0^o) + \\ & R \left[\Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right) \right] \\ & - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

$$\Delta G^o = -28,66 - \frac{313,65}{298,15} (-28,66 - (-138,558)) + 8,314$$

$$\left[\begin{aligned} &761,638 (313,65 - 298,15) + \frac{-2,6878}{2} (313,65^2 - 298,15^2) \\ &+ \frac{-0,001014}{3} (313,65^3 - 298,15^3) - 3,7726 \times 10^{-5} \left(\frac{313,65 - 298,15}{313,65 \times 298,15} \right) \end{aligned} \right]$$

$$-8,314 \times 298,15 \left[\begin{aligned} &761,638 \ln 1,1107 + \\ &\left[-2,6878 + \left(-0,001014 + \frac{-3,7726 \times 10^{-5}}{298,15^2 \times 313,65^2} \right) \right] \left(\frac{313,65 + 298,15}{2} \right) \right] (313,65 - 298,15) \end{aligned} \right]$$

$$\Delta G^o = -297.736,9756$$

Diperoleh nilai ΔG^o pada proses HP-A sebesar -297.736,9756 kJ/mol

Tabel 2. 7 Perbandingan *Nilai Gibbs Free Energy* dan Entalpi Reaksi pada Proses Pembuatan Klorin Dioksida

Jenis proses	ΔH pada suhu standar (kJ/mol)	ΔG pada suhu standar (kJ/mol)	ΔH pada suhu operasi (kJ/mol)	ΔG pada suhu operasi (kJ/mol)
Solvay	4.750,16 (endotermis)	-905,904 (reaksi spontan)	12.956,82 (endotermis)	-121.200,39 (reaksi spontan)
Mathiesson	-203,60 (eksotermis)	-230,100 (reaksi spontan)	1.177,58 (endotermis)	5.128,99 (tidak spontan)
HP-A	-28,66 (eksotermis)	-138,558 (reaksi spontan)	-1.321,95 (eksotermis)	-297.736,97 (reaksi spontan)

2.3 Pemilihan Proses

Berdasarkan penjelasan beberapa macam proses pembuatan klorin dioksida beserta perhitungan entalpi reaksi dan energi gibbs pada masing-masing proses, maka dapat disimpulkan pemilihan proses melalui tabel perbandingan berikut.

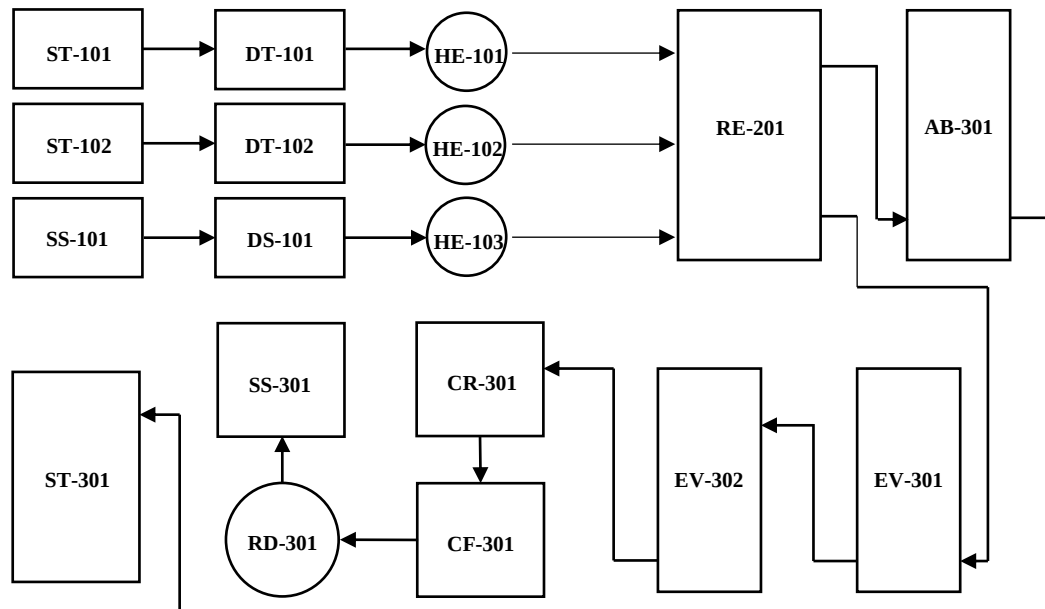
Tabel 2. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Klorin Dioksida

Parameter	Proses Solvay	Proses Mathiesson	Proses HP-A
Suhu Operasi (°C)	63	46	40,5
Tekanan (atm)	0,85	0,7	1
Konversi (%)	86%	88%	99%
Entalpi reaksi pada T (kJ/mol)	12.956,8194	1.177,5753	-1.321,95
<i>Gibbs free energy</i> pada T (kJ/mol)	-121.200,39	5.128,99	-297.736,97

Dari data perbandingan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa proses yang dipilih adalah Proses HP-A (*Hydogen Peroxide-Atmosphere*) berdasarkan kondisi proses yang rendah yaitu suhu 40,5 °C pada tekanan atmosfer dengan konversi yang didapat mencapai 99%. Berdasarkan perhitungan nilai ΔH_r , didapatkan nilai entalpi sebesar -1.321,95 kJ/mol maka secara keseluruhan reaksi yang terjadi yaitu eksotermis atau melepaskan panas. Untuk nilai energi bebas gibbs pada reaksi pembuatan klorin dioksida diperoleh bahwa pada proses HP-A diperoleh nilai yang rendah dibanding kedua proses lainnya yaitu -297.736,97 kJ/mol yang menunjukkan reaksi secara keseluruhan berlangsung secara spontan karena $\Delta G^0 < 0$.

2.4 Uraian Proses

Pembuatan klorin dioksida dengan proses HP-A menggunakan bahan baku hidrogen peroksida (H_2O_2), natrium klorat ($NaClO_3$), dan asam sulfat (H_2SO_4).



Gambar 2. 1 Diagram Alir Uraian Proses HP-A Pembuatan Klorin Dioksida

Keterangan:

ST : *Storage Tank*

AB : *Absorber*

SS : *Solid Storage*

EV : *Evaporator*

DT : *Dillution Tank*

CF : *Centrifuge*

DS : *Dissolver Tank*

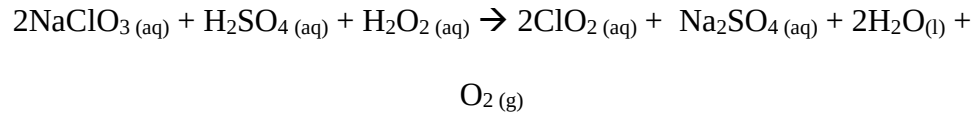
CR : *Crystallizer*

HE : *Heat Exchanger*

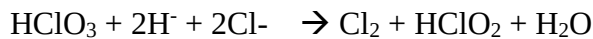
RD : *Rotary Dryer*

RE : *Reaktor*

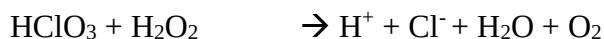
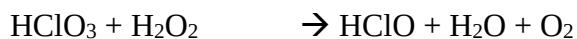
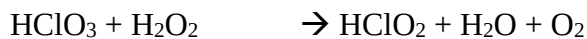
Umpan berupa NaClO_3 , H_2O_2 dan H_2SO_4 dilarutkan dan diencerkan dengan air, kemudian dinaikkan temperatunya di *heat exchanger* dari temperatur 30°C menjadi $40,5^\circ\text{C}$ sebelum diumpankan ke dalam reaktor. Reaksi yang terjadi dalam reaktor merupakan reaksi eksotermis dan spontan. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



Dengan mekanisme yang berlangsung didalam larutan asam sulfat sebagai berikut:



Kemudian hidrogen peroksida mereduksi klorat menjadi *chloride* sebagai berikut:



Kondisi operasi dalam reaktor yaitu 40,5°C dan 1 atm dengan konversi reaksi mencapai 99%. Pada reaktor umpan akan bereaksi dan menghasilkan gas ClO_2 dan O_2 sebagai aliran produk atas. Aliran *output* atas reaktor akan diserap dalam absorber untuk menyerap ClO_2 dengan menggunakan air. Dalam absorber, gas ClO_2 dan O_2 yang berasal dari aliran bawah absorber akan dikontakkan dengan air pendingin yang berasal dari atas menara absorber. Gas ClO_2 yang telah diserap oleh air pendingin akan disimpan pada tangki penyimpanan ClO_2 , sedangkan keluaran atas absorber berupa

O₂ dialirkan ke atmosfer. Aliran *output* bawah reaktor yang meliputi Na₂SO₄, H₂O, O₂, serta umpan dari sisa reaksi akan dialirkan menuju evaporator sebelum dikristalkan pada *cyrstallizer* sebagai produk samping. Kemudian kristal dan *liquid* yang tidak terkristalkan akan dipisahkan menggunakan *centrifuge*. Kemudian kristal produk samping akan dikeringkan pada *rotary dryer*, sedangkan *liquid* yang tidak terkristalkan akan dialirkan ke unit pengolahan limbah.

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Spesifikasi natrium klorat (Perry, 1984)

Rumus kimia	: NaClO_3
Berat molekul	: 106,45 kg/kmol
Densitas	: 1,0053 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 105,7 g/ 100 ml (30 °C)
Fase	: Padat
Warna	: Putih
Titik leleh	: 248°C
Titik didih	: 248°C
Kemurnian	: 99%

b. Spesifikasi asam sulfat (Perry, 1984)

Rumus kimia	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98,08 kg/kmol
Densitas	: 1,8310 g/cm ³

Fase	: Cair
Warna	: Tak Berwarna
Titik leleh	: 10,49°C
Titik didih	: 337°C
Kemurnian	: 60%

c. Spesifikasi hidrogen peroksida (Perry, 1984)

Rumus kimia	: H_2O_2
Berat molekul	: 34 kg/kmol
Densitas	: 1,1966 g/cm ³
Fase	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Titik didih	: 151,4°C
Titik beku	: -0,43°C
Kemurnian	: 50%

d. Spesifikasi air (Perry, 1984)

Rumus molekul	: H_2O
Berat molekul	: 18,015 kg/kmol
Fase	: Cair
Titik didih	: 100 °C

3.2 Spesifikasi Produk

a. Spesifikasi klorin dioksida (Perry, 1984)

Rumus kimia	: ClO_2
Berat molekul	: 67,45 kg/kmol
Densitas	: 2,5 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 10,1 g/L (30°C)
Fase	: <i>Aqueos</i>
Warna	: Hijau kekuningan
Titik didih	: 11°C
Titik beku	: -59°C
Kemurnian	: 1%

b. Spesifikasi natrium sulfat (Perry, 1984)

Rumus kimia	: Na_2SO_4
Berat molekul	: 142,04 g/mol
Densitas	: 1,0046 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 0,425 kg/kg air (30°C)
Fase	: Padat
Warna	: Putih
Titik didih	: 1.429 °C
Titik leleh	: 884 °C
Kemurnian	: 99%

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap prarancangan pabrik klorin dioksida dari hydrogen peroksida, natrium klorat, dan asam sulfat kapasitas 30.000 ton/tahun ditarik simpulan sebagai berikut:

1. Pabrik klorin dioksida 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 21,18% dan nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 3,82 tahun masuk dalam batasan pabrik berisiko rendah, maka pabrik layak untuk didirikan.
2. *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,96% dari kapasitas produksi total dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 22,90% dari kapasitas total.
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 22,56%, 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 klorin dioksida dari natrium klorat, asam sulfat dan hidrogen peroksida kapasitas 30.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2023, Statistic Indonesia, www.bps.go.id, Indonesia. Diakses 9 November 2023.
- Banchero, Julius T. and Walter L. Badger. 1988. Introduction to Chemical Engineering. McGraw Hill : New York.
- Bank Indonesia. 2024. Nilai Kurs. www.bi.go.id. Diakses 21 Maret 2024.
- Brannan, C.R. 2002. Rules of Thumb for Chemical Engineer. Gulf Publising, United States of America.
- Brown. G. George., 1950. Unit Operation 6ed . Wiley&Sons: USA.
- Brownell. L. E. and Young. E. H., 1959, Process Equipment Design 3ed, John Wiley & Sons, New York.
- Coker, A. Kayode. 2007. Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Engineering Plants 4th edition. Gulf Publising, United States of America Coulson.
- Couper, R. James. 2003. Process Engineering Economic. Marcel Dekker, New York.
- Fogler, H. Scott. 1992. Elements of Chemical Reaction Envngineering 2 nd edition. Prentice Hall International Inc. : United States of America.
- Foust, A. S., 1980, Principles of Unit Operation, 2nd edition, John Willey and Sons, New York.
- Geankoplis. Christie. J., 1993, Transport Processes and unit Operation 3th ed, Allyn & Bacon Inc, New Jersey.
- Himmeblau. David., 1996, Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, Prentice Hall Inc, New Jersey.
- J. M. and Ricardson. J. F., 1983, Chemical Engineering vol 6, Pergamon Press Inc, New York.

- Joshi, M.V. 1976. Process Equipment Design. New Delhi: Macmillan.
- Kern, Donald Q. 1965. Process Heat Transfer. Mcgraw-Hill Co, New York.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., 2006, “Encyclopedia of Chemical Technology”, 4nd ed., vol. 17., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Laili, F. N. dan Sofyan, A. 2017. Identifikasi Daya Tampung Beban Pencemaran Sungai Citarum Hilir di Karawang dengan WASP. Jurnal Teknik Lingkungan, 23(1), 1-12.
- Martinez, Isodora. 2021. Heat of solution data for aqueous solutions.
- McCabe. W. L. and Smith. J. C., 1985, Operasi Teknik Kimia, Erlangga, Jakarta.
- Megyesy. E. F., 1983, Pressure Vessel Handbook, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.
- Mingxin Zhu, Hui Huang, Xian Dong, Lina Shen, Yanhua Xu.. 2011. Kinetics and Mechanism Study on Chlorine Dioxide Generation with Hydrogen Peroxide. International Conference on Computer Distributed Control and Intelligent Environmental Monitoring.
- MSDS Chlorine dioxide, diakses pada 11 November 2023.
- MSDS Sodium chlorate, diakses pada 11 November 2023.
- MSDS Hydrogen peroxide, diakses pada 11 November 2023.
- MSDS Sulfuric acid, diakses pada 11 November 2023.
- Mullin, J. W. 2001. Crystallization, 4th ed. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford, UK.
- Nouryon. 2021. Best Available ClO₂ Technologies for The Pulp Industry. Japan TAPPI.
- Qasim, Syed R. 1985. Wastewater Treatment Plants 4th edition. CBS College Publishing: New York.

- Paryono, Damar A., Susilo S. B., Dahuri R., Suseno H. 2017. Sedimentasi Delta Sungai Citarum, Kecamatan Muara Gembong, Kabupaten Bekasi. *Journal of Watershed Management Research* Vol. 1 No. 1 April 2017 : 15-26.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook* 8 th edition. McGraw Hill : New York.
- Peter. M. S. and Timmerhaus. K. D., 1991, *Plant Design an Economic for Chemical Engineering* 3ed, Mc Graww-Hill Book Company, New York.
- Powell, S. T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Praveen, Verma. 2004. *Cooling Water Treatment Handbook*. Albatross Fine Chem Ltd., India. Rase. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant*, Vol. 1st, Principles and Techniques. John Wiley and Sons : New York.
- Severn, William H. and Degler, Howard E. *Steam, Air and Gas Power*. J. Wiley & Sons Inc: New York. Smith, J.M., H.C.
- Van Ness, and M.M. Abbott. 2001. *Chemical Engineering Thermodynamics* 6th edition. McGraw Hill : New York.
- Treyball. R. E. 1980. *Mass Transfer Operation* 3rd edition. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Twort, A. C., Ratnayaka, D. D., Brandt, M. J. 2000. *Water Supply* 5th edition. Butterworth-Heinemann : Oxford.
- Ulrich. G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann : Washington.
- Wilson, E. T. 2005. *Clarifier Design*. Mc Graw Hill Book Company : London
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Book Co., New York.