



**TUGAS AKHIR-Tugas Desain Pabrik Kimia-TK1374
PABRIK MAGNESIUM OKSIDA DARI SLAG
FERRONICKEL**

**Oleh :
Ahmad Hadi Muharrom
NRP. 0221154000074**

**Halimatussa'diyah
NRP. 0221154000130**

**Dosen Pembimbing:
Prof.Dr.Ir.Heru Setyawan, M.Eng
NIP. 19670203 199102 1 001**

**Dr. Widiyastuti, S.T.,M.T.
NIP. 19750306 200212 2 002**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



**TUGAS AKHIR-Tugas Desain Pabrik Kimia-TK1374
PABRIK MAGNESIUM OKSIDA DARI SLAG
FERRONICKEL**

**Oleh :
Ahmad Hadi Muharrom
NRP. 0221154000074**

**Halimatussa'diyah
NRP. 0221154000130**

**Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng
NIP. 19670203 199102 1 001
Dr. Widiyastuti, S.T.,M.T.
NIP. 19750306 200212 2 002**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



**FINAL PROJECT-Pre-Plant Design-TK1374
MAGNESIUM OXIDE FROM FERRONICKEL SLAG**

Authors :

Ahmad Hadi Muharrom

NRP. 0221154000074

Halimatussa'diyah

NRP. 02211540000130

Advisors:

Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng

NIP. 19670203 199102 1 001

Dr. Widiyastuti, S.T.,M.T.

NIP. 19750306 200212 2 002

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUT OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

Poran Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

Pra-Desain Pabrik

“MAGNESIUM OKSIDA DARI SLAG FERRONICKEL”

ajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

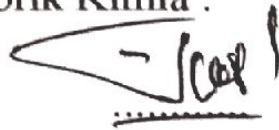
Oleh :

Ahmad Hadi Muharrom
Halimatussa'diyah

NRP. 0221154000074
NRP. 02211540000130

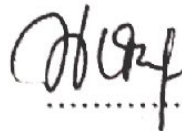
setujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng



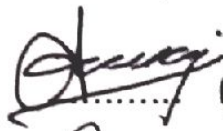
(Pembimbing I)

2. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.



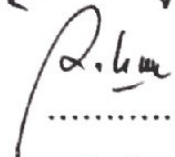
(Pembimbing II)

3. Prof.Dr.Ali Altway, MS



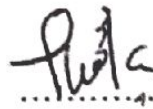
(Penguji I)

4. Dr. Yeni Rahmawati, ST, MT



(Penguji II)

5. Ni Made Intan Putri S., ST, MT



(Penguji III)



INTISARI

Indonesia merupakan salah satu negara yang 70% bidang industrinya masih sangat bergantung pada sumber daya alam non-hayati. Magnesium merupakan salah satu bahan mineral yang banyak digunakan dalam sektor industri. Sejak tahun 2001, kebutuhan MgO di Indonesia dipenuhi dengan cara impor. Hal ini disebabkan oleh minimnya pabrik yang memproduksi magnesium oksida padahal kebutuhan akan magnesium oksida di Indonesia menunjukkan peningkatan setiap tahunnya.

Kebutuhan MgO dalam industri yang dipenuhi melalui impor sebenarnya sangat disayangkan karena banyaknya cadangan mineral di Indonesia. Salah satu bahan alam yang dapat digunakan untuk membuat magnesium oksida (MgO) adalah slag ferronickel. Ferronickel merupakan olahan dari bijih nikel yang banyak terdapat di wilayah Indonesia Timur, yaitu di Kecamatan Polamaa, Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara. Slag ferronickel tersebut memiliki kandungan MgO sebesar 30.66% dan dihasilkan dari limbah buangan PT ANTAM.

Pabrik Magnesium Oksida ini didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan MgO dalam negeri sebagai bahan baku berbagai macam jenis industri kimia diantaranya industri *pulp & paper*. Ditinjau dari data konsumsi dan impor MgO tahun 2013-2017 menunjukkan bahwa semakin lama kebutuhan MgO dalam negeri semakin meningkat. Ditinjau dari segi pemasaran, pabrik MgO ini diperkirakan akan terus berkembang seiring dengan berkembangnya industri *pulp & paper* di Indonesia. Oleh karena itu, direncanakan untuk membangun pabrik MgO dari slag Ferronickel.

Pabrik yang akan didirikan ini direncanakan beroperasi secara kontinu selama 24 jam/hari selama 300 hari/tahun dengan pasitas produksi sebesar 45.000

ton/tahun dengan ketersediaan bahan baku sebesar 270.000 ton slag Fe-Ni/tahun. Umur pabrik didesain 10 tahun dengan masa konstruksi selama 2 tahun.

Lokasi pabrik MgO ini direncanakan berada di Kawasan Industri Pertambangan Nasional, Sulawesi Tenggara dengan pertimbangan bahwa lokasi tersebut cukup strategis karena merupakan kawasan industri terpadu sehingga memudahkan dalam pendirian pabrik dan memudahkan saat operasional pabrik berlangsung. Selain itu, lokasi ini dipilih karena dekat dengan lokasi ketersediaan bahan baku yaitu slag ferronickel yang merupakan limbah dari hasil pengolahan bijih nikel PT ANTAM Pomalaa. Selain itu, jalur transportasi di lokasi ini cukup memadai karena dekat dengan pelabuhan sehingga memudahkan dalam memasarkan hasil produksi baik ke dalam maupun ke luar negeri.

Terdapat 2 metode yang dapat digunakan untuk membuat MgO dari slag ferronickel yaitu proses *leaching* dan proses *digesti*. Setelah meninjau dari aspek teknis, aspek ekonomi dan aspek terhadap lingkungan maka diketahui bahwa proses *leaching* lebih menguntungkan dari proses *digesti*.

Proses yang digunakan dalam produksi MgO ini adalah *leaching* dengan menggunakan larutan HCl (Pelarutan dengan larutan HCl). Bahan baku slag Fe-Ni dari gudang penyimpanan dialirkan ke unit pengecilan ukuran yaitu berupa *hammer mill* dengan menggunakan *belt conveyer*. Bahan baku kemudian dibawa ke unit *vibrating screen* untuk menyeragamakan ukuran partikel yaitu sebesar 100 mesh. Bahan baku yang *undersize* akan diumpankan kembali sebagai *feed hammer mill*. Slag Fe-Ni yang lolos akan dialirkan ke unit pengecil ukuran kedua yaitu *ball mill* hingga ukurannya menjadi 150 mesh. Slag Fe-Ni yang *undersize* akan diumpankan kembali sebagai

feed ball mill. Sedangkan yang lolos akan diumpankan ke reaktor 1 yaitu reaktor *leaching*.

Di reaktor 1, slag Fe-Ni direaksikan dengan larutan HCl dengan konsentrasi 20% yang diumpankan dari tangki pengecer HCl. Reaktor 1 dikondisikan pada temperatur 80°C dan tekanan 1 atm gauge. Reaktor 1 merupakan reaktor *continuous* berpengaduk. Hasil reaksi dari reaktor 1 diumpankan ke *filter press* untuk memisahkan komponen padat dan liquid. Komponen yang terlarut antara lain NiCl₂, CaCl₂, MgCl₂, CrCl₃, AlCl₃ dan larutan HCl yang tersisa. Sedangkan komponen padatnya seperti Fe(OH)₃ dan SiO₂ akan terpisah berupa *cake*. Tujuan dari pemisahan komponen Fe dalam larutan adalah agar padatan yang terbentuk tidak berwarna kecoklatan dan juga agar kemurnian MgO yang didapatkan tinggi.

Komponen yang terlarut yang lolos dari *filter press* 1 dipompakan ke reaktor 2 yaitu reaktor netralisasi. Pada reaktor ini ditambahkan MgO (MgO produk *directcycle*) dengan tujuan untuk menetralkan derajat keasaman (pH) larutan sehingga tidak merusak sistem perpipaan karena terjadi korosi. MgO ditambahkan dari gudang penyimpanan hingga larutan memiliki pH=7 (pH netral). Tujuan filtrat dinetralkan hingga pH 7 adalah agar tidak korosif karena filtrat keluaran dari reaktor 1 dalam kondisi pH yang sangat rendah. Reaksi berlangsung pada temperatur 95°C dan tekanan 1 atm gauge.

Hasil reaksi dari reaktor 2 diumpankan ke *filter press* untuk memisahkan komponen padat dan liquid agar memperoleh larutan MgCl₂ yang lebih murni. Komponen yang terlarut yang lolos dari *filter press* dipompakan ke evaporator untuk memekatkan larutan dengan mengurangi kandungan H₂O sehingga terbentuk larutan yang lebih pekat. Evaporasi ini dilakukan sampai sebelum larutan menjadi jenuh atau sampai konsentrasi larutan MgCl₂ = 34%. Kondisi operasi evaporator dijaga pada temperatur

110°C dan 1 atm gauge. Liquid yang telah mengalami evaporasi akan mengalami atomisasi di *spray dryer* pada suhu 110°C. Tujuan proses *spray drying* ini adalah untuk membuat larutan menjadi berbentuk Kristal hidrat ($\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$).

Setelah itu, padatan $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ yang terbentuk pada *spray dryer* masuk ke kiln yang beroperasi pada temperatur 600°C untuk menghasilkan MgO dengan spesifikasi *Caustic Calcined Magnesia* jenis *Light Burned Magnesia*. Setelah itu, produk MgO yang telah terbentuk akan mengalami pengecilan ukuran menggunakan *ball mill* sampai ukurannya 200 mesh.

Gas HCl yang terbentuk dari reaksi pembakaran ini kemudian dipisahkan dari padatan yang terikat dengan menggunakan *dust collector* dan selanjutnya gas HCl tersebut masuk kedalam absorber untuk diabsorpsi dengan air membentuk larutan HCl yang bisa digunakan lagi untuk proses *leaching* pada reaktor 1.

Pabrik beroperasi selama 300 hari dengan menggunakan metode kontinu sehingga diperlukan 2 peralatan yang dipasang paralel untuk masing-masing reaktor. Hal ini memungkinkan adanya TA (*Turn Around*) selama sebulan dalam satu tahun operasi dan pengecekan berkala tiap bulannya. Dengan sistem kerja seperti ini, pihak operator dapat menikmati libur cuti dan sakit tiap tahunnya. Pabrik beroperasi sehari dengan 3 shift, satu shift selama 8 jam kerja bagi operator. Magnesium Oksida yang diperoleh pada pabrik ini memiliki kemurnian 99%.

Dari hasil analisa ekonomi, pabrik magnesium oksida dari slag ferronickel ini layak untuk didirikan. Untuk pembiayaan, investasi total berjumlah Rp 2.731.793.963.093 dimana modal tetap sebesar Rp 2.242.095.020.201. Gambaran analisa pabrik MgO ini memiliki IRR (*Internal Rate of Return*) sebesar 27,99%

dengan POT (*Pay Out Time*) adalah 4,33 tahun dan BEP (*Break Even Point*) sebesar 16,81%.

Dari hasil analisa ekonomi yang telah dilakukan, didapatkan bahwa harga IRR yang didapat yaitu 27,99% lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 12,5% pertahun dan nilai POT menunjukkan kurang dari 5 tahun, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik MgO dari slag ferronickel ini layak untuk didirikan.

ABSTRACT

Indonesia is one of the countries where 70% of its industrial sector is still very dependent on non-living natural resources. Magnesium is a mineral material that is widely used in the industrial sector. Since 2001, the needs of MgO in Indonesia have been met by imports. This is due to the lack of factories that produce magnesium oxide even though the need for magnesium oxide in Indonesia shows an increase every year.

The need for MgO in the industry that is met through imports is actually very popular because of the large amount of mineral reserves in Indonesia. One of the natural ingredients that can be used to make magnesium oxide (MgO) is ferronickel slag. Ferronickel is a process made from nickel ore which is widely found in Eastern Indonesia, namely in Polamaa District, Kolaka Regency, Southeast Sulawesi. The ferronickel slag has an MgO content of 30.66% and is produced from PT ANTAM's waste.

The Magnesium Oxide plant was established with the aim of meeting the needs of domestic MgO as a raw material for various types of chemical industries including the pulp & paper industry. In terms of data on consumption and imports of MgO in 2013-2017, it shows that the longer the domestic demand for MgO is increasing. In terms of marketing, the MgO plant is expected to continue to grow along with the development of the pulp & paper industry in Indonesia. Therefore, it is planned to build the MgO factory from Ferronickel slag.

The factory to be established is planned to operate continuously for 24 hours / day for 300 days / year with a production capacity of 45,000 tons / year with the availability of raw materials of 270,000 tons of Fe-Ni slag /

year. The factory age is designed for 10 years with a construction period of 2 years.

The location of the MgO factory is planned to be located in the National Mining Industry Area, Southeast Sulawesi with the consideration that the location is quite strategic because it is an integrated industrial area making it easier to establish factories and facilitate the operation of the plant. In addition, this location was chosen because it is close to the location of the availability of raw materials, namely ferronickel slag which is a waste from the processing of PT ANTAM Pomalaa's nickel ore processing. In addition, the transportation routes at this location are quite adequate because they are close to the port, making it easier to market their products both domestically and abroad.

There are 2 methods that can be used to make MgO from ferronickel slag, namely the leaching process and the digestion process. After reviewing the technical aspects, economic aspects and aspects of the environment, it is known that the leaching process is more beneficial than the digestion process.

The process used in the production of MgO is leaching using HCl solution (dissolving with HCl solution). The raw material for Fe-Ni slag from the storage warehouse is channeled to a size reduction unit, in the form of a hammer mill using a conveyor belt. The raw material is then taken to the vibrating screen unit to uniform the particle size of 100 mesh. The undersize raw material will be fed back as a feed hammer mill. The Fe-Ni slag which passes will be channeled to the second size reducing unit, the ball mill, to a size of 150 mesh. The Fe-Ni slag which is undersized will be fed back as a feed ball mill. While the escapes will be fed to reactor 1, the leaching reactor.

In reactor 1, the Fe-Ni slag was reacted with HCl solution with a concentration of 20% fed from the HCl

retailer tank. Reactor 1 is conditioned at a temperature of 80oC and a pressure of 1 atm gauge. Reactor 1 is a continuous stirred reactor. The reaction results from reactor 1 are fed to the filter press to separate the solid and liquid components. The dissolved components include NiCl₂, CaCl₂, MgCl₂, CrCl₃, AlCl₃ and the remaining HCl solution. While solid components such as Fe (OH) ₃ and SiO₂ will be separated in the form of cake. The purpose of the separation of Fe components in solution is so that the solids formed are not brownish in color and also so that the purity of the MgO obtained is high.

The dissolved component that passes from filter press 1 is pumped to reactor 2, namely neutralization glue. In this reactor, MgO (MgO product is recycled) is added with the aim of neutralizing the acidity (pH) of the solution so as not to damage the piping system due to corrosion. MgO is added from the storage warehouse until the solution has a pH = 7 (neutral pH). The purpose of the filtrate is neutralized to pH 7 so that it is not corrosive because the filtrate output from reactor 1 is in very low pH conditions. The reaction takes place at a temperature of 95oC and a pressure of 1 atm gauge.

The reaction from reactor 2 is fed to the filter press to separate the solid and liquid components to obtain a more mummified MgCl₂ solution. The dissolved component that passes from the filter press is pumped to the evaporator to concentrate the solution by reducing the H₂O content so that a thicker solution is formed. This evaporation is carried out before the solution becomes saturated or until the concentration of MgCl₂ solution = 34%. The operating conditions of the evaporator are maintained at temperatures of 110oC and 1 atm gauge. Liquid that has undergone evaporation will undergo atomization in a spray dryer at 110oC. The purpose of this

spray drying process is to make the solution become crystalline hydrate ($\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$).

After that, the solid $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ formed on the spray dryer goes into the kiln which operates at a temperature of 600°C to produce MgO with the specifications of Caustic Calcined Magnesia type Light Burned Magnesia. After that, the MgO product that has been formed will experience a reduction in size using a ball mill to a size of 200 mesh.

HCl gas formed from the combustion reaction is then separated from the solids followed by using a dust collector and then the HCl gas enters the absorber to be absorbed with water to form HCl solution which can be used again for the leaching process in reactor 1.

The plant operates for 300 days using a continuous method so that two parallel equipment are needed for each reactor. This allows the existence of TA (Turn Around) for a month in one year of operation and periodic checks every month. With a work system like this, the operator can enjoy vacation leave and sickness each year. The factory operates a day with 3 shifts, one shift for 8 working hours for operators. Magnesium Oxide obtained in this factory has a purity of 99%.

From the results of economic analysis, this magnesium oxide plant from ferronickel slag is worthy of being established. For financing, the total investment amounted to Rp. 2,731,793,963,093 where fixed capital was Rp. 2,242,095,020,201. The analysis of the MgO factory has an IRR (Internal Rate of Return) of 27.99% with POT (Pay Out Time) of 4.33 years and BEP (Break Even Point) of 16.81%.

From the results of the economic analysis that has been done, it is found that the IRR price obtained is 27.99% greater than the bank loan interest of 12.5% per year and the POT value shows less than 5 years, it can be concluded

that the MgO plant from ferronickel slag is worthy of being established.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadiran Tuhan YME karena atas berkat Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik "*Magnesium Oksida dari Slag Ferronickel*" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng dan Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Juwari, S.T, M.Eng, Ph.D, selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
3. Bapak Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D, selaku Sekretaris Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia, FTI-ITS.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
5. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman seperjuangan Pra Desain Pabrik Magnesium Oksida dari Slag Ferronickel, Ahmad Hadi Muharrom dan Halimatussa'diyah.
7. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Elektrokimia dan Korosi yang telah memberikan segala *support*, bantuan dan kerjasamanya.
8. Semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Akhirnya, kami memohon maaf atas segala kekurangan yang terjadi selama proses penyusunan tugas ini. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca.

Surabaya, 11 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
INTISARI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xii
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I LATAR BELAKANG.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II.2 Lokasi	II-2
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-5
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Tipe-Tipe Proses.....	III-1
III.1.1 Proses <i>Leaching</i>	III-1
III.1.2 Proses Digesti.....	III-4
III.2 Pemilihan Proses	III-5
III.3 Uraian Proses.....	III-7
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	VI-1
VI.1 Bentuk dan Organisasi Perusahaan.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-2
VI.2 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-5
VI.2.1 Status Karyawan dan Sistem Upah.....	VI-5
VI.2.2 Jadwal Jam Kerja	VI-6
VI.2.3 Jaminan Sosial	VI-6
VI.2.4 Absensi Karyawan	VI-7
VI.2.5 Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja	VI-8
VI.2.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja	VI-9
VI.2.7 Sistem Pengupahan.....	VI-9

VI.2.7	Sarana Penunjang dan Fasilitas Kesejahteraan.....	VI-12
VI.3	Utilitas Proses.....	VI-13
VI.4	Analisa Ekonomi	VI-13
VI.3.1	Asumsi Perhitungan.....	VI-13
VI.3.2	Analisa Keuangan.....	VI-15
KESIMPULAN		VII-1
DAFTAR PUSTAKA		xv

DAFTAR GAMBAR

Gambar III.1 Blok diagram proses pembuatan MgO dari proses <i>leaching</i>	III-1
Gambar III.2 Blok diagram proses pembuatan MgO dari proses digesti.....	III-4
Gambar III.3 Diagram alir proses pembuatan MgO dari Fe-Ni dengan proses <i>leaching</i>	III-8
Gambar IV.1 Analogi sistem yang digunakan untuk perhitungan neraca massa.....	IV-2
Gambar VI.1 Struktur organisasi perusahaan.....	VI-5

DAFTAR TABEL

Tabel II.1 Kandungan slag Fe-Ni	II-4
Tabel III.1 Perbandingan proses pengolahan Slag Fe-Ni menjai MgO	III-5
Tabel III.2 Perhitungan gross profit proses <i>leaching</i>	III-6
Tabel III.3 Perhitungan gross profit proses <i>digesti</i>	III-6
Tabel IV.1 Komposisi slag Fe-Ni sebagai bahan baku.....	IV-1
Tabel IV.2 Berat molekul senyawa	IV-1
Tabel IV.3 Neraca massa <i>Hammer Mill</i>	IV-3
Tabel IV.4 Neraca massa <i>Screen 1</i>	IV-4
Tabel IV.5 Neraca massa <i>Ball Mill 1</i>	IV-5
Tabel IV.6 Neraca massa <i>Screen 2</i>	IV-6
Tabel IV.7 Neraca massa Reaktor 1	IV-7
Tabel IV.8 Neraca massa <i>Filter 1</i>	IV-9
Tabel IV.9 Neraca massa Tangki Pengencer	IV-10
Tabel IV.10 Neraca massa Reaktor 2	IV-12
Tabel IV.11 Neraca massa <i>Filter 2</i>	IV-14
Tabel IV.12 Neraca massa <i>Evaporator</i>	IV-15
Tabel IV.13 Neraca massa <i>Spray Tower</i>	IV-17
Tabel IV.14 Neraca massa <i>Cyclone</i>	IV-18
Tabel IV.15 Neraca massa <i>Dust Collector 1</i>	IV-19
Tabel IV.16 Neraca massa Kiln	IV-21
Tabel IV.17 Neraca massa <i>Dust Collector 2</i>	IV-22
Tabel IV.18 Neraca massa <i>Absorber</i>	IV-23
Tabel IV.19 Neraca massa <i>Ball Mill 2</i>	IV-24
Tabel IV.20 Neraca massa <i>Screen 3</i>	IV-25
Tabel IV.21 Neraca massa <i>Splitter</i>	IV-26
Tabel IV.22 Data-Data <i>Heat Capacity</i>	IV-27
Tabel IV.23 Data-Data <i>Heat of Formation</i>	IV-28
Tabel IV.24 Neraca energi Tangki Pengencer HCl.....	IV-29
Tabel IV.25 Neraca energi Reaktor 1	IV-29
Tabel IV.26 Neraca energi Reaktor 2	IV-30
Tabel IV.27 Neraca energi <i>Absorber</i>	IV-30
Tabel IV.28 Neraca energi <i>Evaporator</i>	IV-31

Tabel IV.29 Neraca energi <i>Spray Dryer</i>	IV-31
Tabel IV.30 Neraca energi Kiln	IV-32
Tabel IV.31 Neraca energi <i>Cooler</i>	IV-32
Tabel V.1 Peralatan yang Digunakan Pada Pabrik MgO....	V-1
Tabel VI.1 Tingkat pendidikan dan jumlah karyawan tiap jabatan pada perusahaan	VI-6
Tabel VI.2 Besar gaji yang diterima tiap jabatan	VI-8
Tabel VI.3 Parameter Perhitungan Ekonomi	VI-12
Tabel VI.4 Ringkasan hasil perhitungan analisa ekonomi untuk pabrik MgO.....	VI-13



BAB I

LATAR BELAKANG

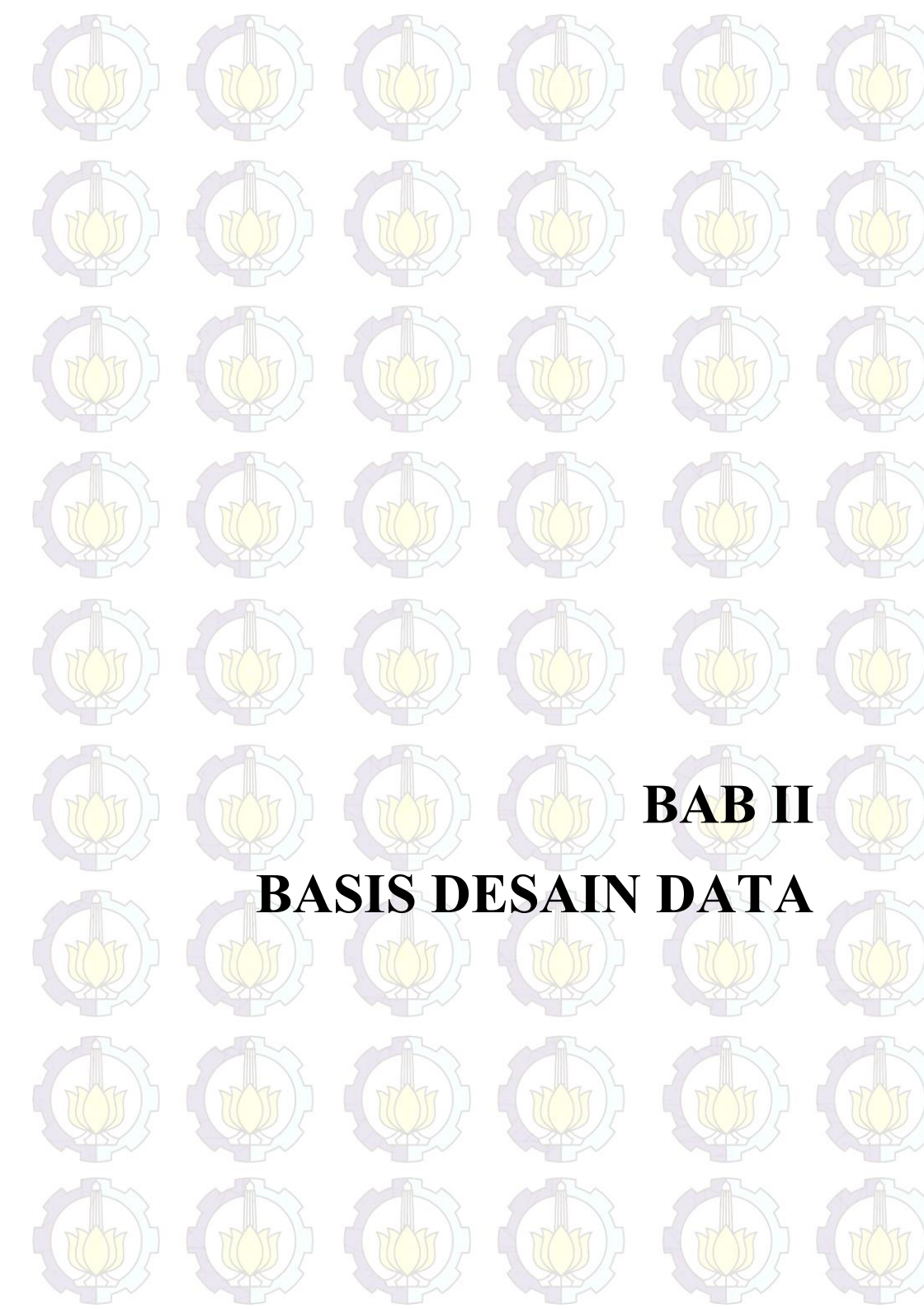
BAB I

LATAR BELAKANG

Indonesia merupakan Negara yang kaya akan Sumber Daya Alam (SDA). Berdasarkan sifatnya SDA dapat digolongkan menjadi dua, yaitu SDA yang dapat diperbarui dan SDA yang tidak dapat diperbarui. SDA yang dapat diperbarui adalah kekayaan alam yang dapat terus ada selama penggunaannya tidak dieksploitasi berlebihan. Tumbuhan, hewan dan mikroorganisme adalah contoh SDA yang dapat diperbarui. SDA yang tidak dapat diperbarui adalah SDA yang jumlahnya terbatas karena penggunaannya lebih cepat daripada proses pembentukannya dan apabila digunakan secara terus menerus akan habis. Minyak bumi, gas alam, batu bara, emas, besi, nikel dan berbagai bahan tambang lainnya pada umumnya memerlukan waktu dan proses yang sangat panjang untuk kembali terbentuk sehingga jumlahnya sangat terbatas.

Magnesium merupakan salah satu bahan mineral yang banyak digunakan dalam sektor industri. Sejak tahun 2001, kebutuhan MgO di Indonesia dipenuhi dengan cara impor. Hal ini disebabkan oleh minimnya pabrik yang memproduksi magnesium oksida. Kebutuhan MgO dalam industri yang dipenuhi melalui impor sebenarnya sangat disayangkan karena banyaknya cadangan mineral di Indonesia. Salah satu bahan alam yang dapat digunakan untuk membuat magnesium oksida (MgO) adalah slag ferronickel. Ferronickel merupakan olahan dari bijih nikel yang banyak terdapat di wilayah Indonesia Timur, yaitu di Kecamatan Polamaa, Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara. Hal ini memberikan gambaran banyaknya bahan baku yang dapat menghasilkan produk MgO di Indonesia tetapi belum dikelola secara maksimal.

Bahan alam yang dapat dijadikan bahan baku pembuatan magnesium oksida (MgO) yang berasal dari slag ferronickel yang memiliki kandungan MgO sebesar 30.66%. Karena kebutuhan MgO yang tinggi di bidang industri dan minimnya produksi MgO di dalam negeri maka diperlukan pabrik penghasil magnesium oksida (MgO) dengan bahan baku slag ferronickel yang tersedia di Indonesia.



BAB II
BASIS DESAIN DATA

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Untuk memperkirakan peluang kapasitas produksi pabrik baru yang akan didirikan pada tahun 2022. Dari Tabel I.1 dapat dilihat kenaikan impor magnesium oksida sebesar 19,609%. Untuk itu perkiraan kapasitas produksi pabrik magnesium oksida yang akan didirikan pada tahun 2022 dapat diperkirakan menggunakan persamaan:

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

Diperkirakan jumlah impor pada tahun 2020 sebesar:

$$\begin{aligned} m &= P(1+i)^n \\ &= 69.077.135 (1 + 0,19609)^3 \\ &= 118203673 \text{ kg/th} \\ &= 118.203,673 \text{ ton/th} \end{aligned}$$

Berdasarkan rata-rata kenaikan impor sebesar 19,609% per tahun, diketahui perkiraan nilai impor pada tahun 2020 yaitu sebesar 118.203,673 ton/tahun, maka kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

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

dimana :

m_1 = nilai impor pada tahun 2020

m_2 = produksi pabrik di dalam negeri

m_3 = kapasitas pabrik MgO yang akan didirikan (ton/th)

m_4 = nilai ekspor pada tahun 2020 (ton)

m_5 = nilai konsumsi dalam negeri tahun 2020 (ton)

Berikut ini dilakukan perhitungan kapasitas pabrik MgO yang akan didirikan dengan menggunakan asumsi sebagai berikut :

- Pabrik berdiri sehingga impor diberhentikan, maka
 $m_1 = 0$
- Karena di Indonesia belum ada pabrik yang memproduksi MgO, maka
 $m_2 = 0$

- Ekspor diperkirakan diperkirakan 10% dari kapasitas pabrik baru, maka
- Dari hasil perhitungan perkiraan impor tahun 2021 didapatkan

$$m_4 = 0,1 \times m_3$$

Dengan persamaan diatas dapat dihitung peluang kapasitas pabrik baru yaitu :

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2)$$

$$m_3 = (0,1m_3 + 118.203,673) - (0 + 0)$$

$$0,9m_3 = 118.203,673$$

$$m_3 = 131.337,4145 \text{ ton}$$

Dari perhitungan diatas, didapatkan kapasitas produksi pada tahun 2020 sebesar 131.337,4145 ton/tahun. Namun, mengingat bahan baku utama dari pabrik MgO ini adalah slag ferronickel yang berasal dari PT Aneka Tambang (ANTAM) yang menghasilkan limbah Nikel (*slag*) sebesar kurang lebih 300-400 ton slag per-hari per-tanur listrik, dimana *slag* tersebut mengandung 30,66% MgO. Sehingga limbah slag ferronickel PT ANTAM yang dibuang setiap hari mengandung 91,98 ton MgO per tanur listrik. Jika pabrik beroperasi selama 300 hari dalam satu tahun, maka limbah slag ferronickel PT ANTAM mengandung 27594 ton MgO pertahun per tanur listrik. PT. ANTAM sendiri memiliki 3 pabrik *Ferronickel* yakni pabrik FeNi I, FeNi II dan FeNi III. Sehingga, limbah slag ferronickel PT ANTAM mengandung 82782 ton MgO pertahun. Maka ditetapkan kebijaksanaan untuk kapasitas produksi pabrik sebesar 67% dari 131.337,4145 ton yaitu sebesar 76.000 ton/tahun.

II.2 Lokasi

Pabrik magnesium oksida (MgO) ini didirikan agar dapat memenuhi permintaan pasar domestik Indonesia. MgO jenis *light burned magnesia* banyak digunakan oleh

beberapa industri sebagai bahan baku, contohnya yaitu industri plastik, karet, kertas, *pulp*, *steel boiler additives*, *adhesive* dan *acid neutralization*. Industri-industri ini banyak dijumpai di pulau Sulawesi. Disamping itu juga, bahan baku yang digunakan untuk pabrik ini juga berasal dari limbah pabrik P.T ANTAM yang berada di Sulawesi Tenggara. Oleh karena itu, pabrik Magnesium Oksida didirikan di sekitar kawasan Industri Pertambangan Nasional, Sulawesi Tenggara. Kawasan ini dipilih karena merupakan kawasan industri terpadu yang fasilitas transportasi dan ketersediaan utilitasnya lengkap. Dilihat dari segi geografis, kawasan ini dekat dengan pelabuhan sebagai sarana mobilitas pemasaran.

Lokasi pabrik merupakan faktor paling penting dalam pendirian pabrik karena berkaitan dengan efisiensi perusahaan. Ada beberapa kriteria yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar antara lain : Penyediaan bahan baku, pemasaran produk, fasilitas transportasi dan tenaga kerja. Pertimbangan-pertimbangan pabrik MgO ini didirikan di Kawasan Industri Pertambangan Nasional, Sulawesi Tenggara adalah :

- Penyediaan bahan baku
Pemilihan lokasi pabrik dititikberatkan pada kemudahan dalam mendapatkan bahan baku dan ketersediaan utilitas. Bahan baku dari pabrik ini dapat diperoleh dari limbah Unit Pengolahan Bijih Nikel PT ANTAM di Pomalaa, Sulawesi Tenggara.
- Pemasaran produk
MgO banyak digunakan oleh beberapa industri sebagai bahan baku, antara lain plastik, karet, kertas, *pulp*, *steel boiler additives*, *adhesive* dan *acid neutralization*. Industri-industri ini banyak dijumpai di pulau Sulawesi.
- Transportasi

Kawasan ini dipilih karena merupakan kawasan industri terpadu yang fasilitas transportasi dan ketersediaan utilitasnya lengkap. Dilihat dari segi geografis, kawasan ini dekat dengan perairan dimana potensi pembangunan pelabuhan sebagai sarana mobilitas pemasaran produk tinggi.

- Tenaga Kerja
Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh baik dari daerah setempat ataupun tidak. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.
- Faktor Penunjang Lain
Faktor-faktor seperti tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah tersedia di Pomalaa, Sulawesi Tenggara.
- Karakteristik lokasi
Harga tanah di daerah Pomalaa, Sulawesi Tenggara lebih murah dibandingkan di pusat kota. Kondisi tanah relatif datar dan padat sehingga cocok untuk bangunan tinggi.

Dimana kondisi lingkungan di sekitar wilayah Kecamatan Pomalaa Kabupaten Kolaka Sulawesi Tenggara adalah :

a. Kelembapan

Kelembapan rata-rata di wilayah Pomalaa Kabupaten Kolaka Sulawesi Tenggara adalah 76,29%

b. Suhu

Suhu udara minimum sekitar 22,39°C dan suhu udara maksimum sekitar 32,34°C dengan rata-rata suhu sebesar 26,891°C

c. Curah Hujan

Wilayah daerah basah dengan curah hujan rata-rata 2.000 mm/tahun dengan hujan terjadi selama 3 – 4 bulan selama setahun

d. Gempa

Daerah Kabupaten Kolaka memiliki potensi gempa sebesar 4 SR

e. Angin

Kecepatan angin rata-rata di wilayah Pomalaa Kabupaten Kolaka Sulawesi Tenggara adalah sekitar 1,512 knot

(Badan Metereologi dan Geofisika)

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Kualitas Bahan Baku

Bahan baku berupa slag ferronickel bisa didapatkan dari limbah PT ANTAM (Aneka Tambang) di Pomalaa Sulawesi Tenggara dalam jumlah yang cukup banyak dan berpotensi untuk dijadikan bahan baku pabrik MgO yaitu sebesar kurang lebih 300-400 ton slag per-hari per-tanur listrik dan slag ferronickel ini belum banyak dimanfaatkan sehingga menguntungkan apabila bisa diolah. Selain itu, kandungan MgO dalam slag ferronickel cukup besar yaitu 30,66 % sehingga sangat berpotensi untuk diolah menjadi produk MgO.

Bahan baku slag ferronickel dari PT ANTAM yang digunakan dalam pabrik ini memiliki densitas sebesar 2335 kg/m³ dan komposisi sebagai berikut :

Tabel II.1 Kandungan Slag Ferronickel

Kandungan	% Berat
MgO	30,66
Fe	8,92
CaO	2,49

Al ₂ O ₃	2,4
Cr ₂ O ₃	0,72
Ni	0,08
SiO ₂	54,73
Total	100

(Sumber : PT. ANTAM)

II.3.2 Kualitas Produk

KOMPOSISI	% wt	% wt
Magnesium Oxide (MgO)	98,2	97,0 min
Calcium Oxide (CaO)	0,8	1,0 max
Silicon Oxide (SiO ₂)	0,35	0,5 max
Iron Oxide (Fe ₂ O ₃)	0,15	0,3 max
Silicon Oxide (SiO ₂)	0,35	0,5 max
Iron Oxide (Fe ₂ O ₃)	0,15	0,3 max
Aluminium Oxide (Al ₂ O ₃)	0,10	0,2 max
Chloride (Cl)	0,30	0,5 max
Sulfate (SO ₃)	0,05	0,3 max
<i>Loss on Ignition</i>	3,5	6,0 max

(ISO:9001)

PHYSICAL PROPERTIES

Loose Bulk Density, lb/ft ³ (g/cm ³)	24(0,38)
Median Particle Size, micron	3-8
Surface Area, m ² /g	60 50 min
Activity Index, seconds	8 9 max
% Passing 100 mesh	100,0 99,9 min
% Passing 325 mesh	99,5 99,0 min

(ISO:9001)



BAB III
SELEKSI DAN URAIAN
PROSES

BAB III

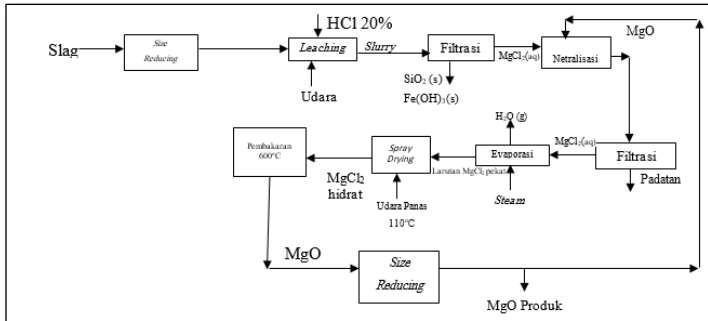
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-Tipe Proses

Pembuatan MgO dari slag ferronickel PT Aneka Tambang yang terletak di Pomalaa secara garis besar terdapat 2 metode yaitu proses *leaching* dengan menggunakan HCl dan proses *digesti*. Penjelasan dari masing-masing proses dijabarkan pada keterangan di bawah ini.

III.1.1 Proses *Leaching*

Proses pembuatan MgO dari slag ferronickel dapat dilakukan dengan menggunakan proses *leaching* dengan menggunakan HCl disertai dengan aerasi. Berikut ini adalah diagram blok proses pembuatan MgO dari slag ferronickel dengan proses *leaching*.



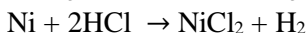
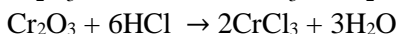
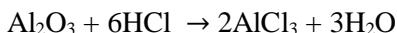
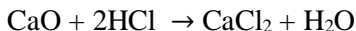
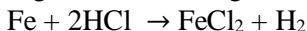
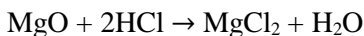
Gambar III.1 Blok Diagram Proses Pembuatan MgO dari Proses Leaching

a. Size Reducing

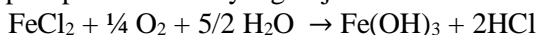
Pada gambar III.1 di atas, slag diperkecil ukurannya menggunakan 2 tahap yaitu menggunakan *hammer mill* sehingga ukurannya menjadi 100 mesh dan kemudian masuk ke dalam *ball mill* sehingga ukurannya menjadi 150 mesh.

b. Leaching

Slag yang telah berukuran 150 mesh kemudian ditambahkan dengan HCl 20% sambil diaduk untuk melarutkan MgO menjadi MgCl₂ seperti reaksi berikut :



Kemudian ditambahkan udara dengan tujuan untuk merubah ion ferro (Fe²⁺) yang larut menjadi ion ferri (Fe³⁺) yang kelarutannya rendah sehingga akan terpresipitasi. Reaksi yang terjadi adalah :



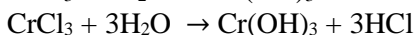
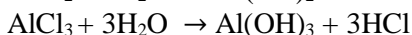
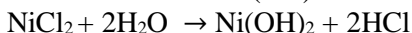
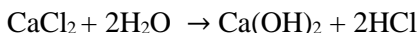
c. Filtrasi

Padatan berupa cake SiO₂ yang tidak bisa bereaksi dengan HCl dan presipitasi Fe(OH)₃ yang terbentuk dari proses *leaching* dipisahkan dari larutan MgCl₂

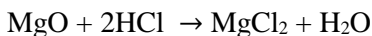
d. Netralisasi

Filtrat larutan MgCl₂ yang telah dipisahkan kemudian dinetralkan dengan ditambahkan MgO yang merupakan produk yang dihasilkan dari pabrik ini hingga pH nya menjadi 7. Tujuan filtrat dinetralkan hingga pH 7 adalah agar tidak korosif karena filtrat dalam kondisi pH rendah. Reaksi yang terjadi:

Reaksi Hidrolisis



Reaksi Netralisasi



e. Filtrasi

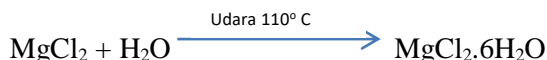
Keluaran dari proses netralisasi di filtrasi lagi untuk memisahkan padatan yang terbentuk agar memperoleh larutan $MgCl_2$ yang lebih murni.

f. Evaporasi

Filtrat $MgCl_2$ Kemudian dievaporasi untuk mengurangi kadar air sehingga terbentuk larutan yang lebih pekat. Evaporasi ini dilakukan sampai sebelum larutan menjadi jenuh (komposisi larutan $MgCl_2$ tidak boleh melebihi 34 %) untuk menuju ke proses selanjutnya.

g. *Spray Drying*

Larutan $MgCl_2$ yang keluar dari evaporator kemudian masuk ke dalam proses *spray drying*. Larutan tersebut disemprotkan di dalam *spray dryer* yang di dalamnya disebarkan udara panas $110^\circ C$ sehingga terbentuk butiran-butiran hidrat $MgCl_2 \cdot 6H_2O$. Reaksi yang terjadi:



h. *Hydrolysis*

Senyawa hidrat tersebut kemudian dibakar pada suhu $600^\circ C$ untuk menghilangkan hidratnya dan membentuk senyawa oksida yang salah satunya adalah produk MgO . Reaksi yang terjadi adalah :

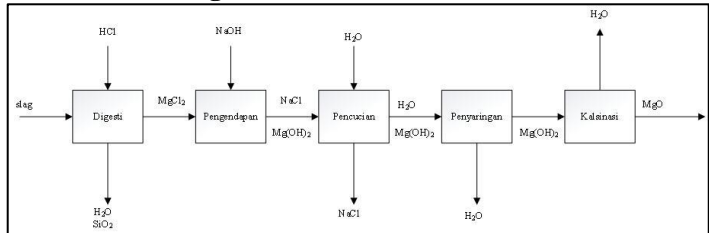


Gas HCl yang terbentuk dari hasil pembakaran ini kemudian dipisahkan dari padatan yang terikut menggunakan *dust collector* dan gas HCl selanjutnya masuk ke kolom absorber untuk diabsorpsi dengan air membentuk larutan HCl yang bisa digunakan lagi untuk proses *leaching*.

i. Size Reducing

Produk MgO yang telah terbentuk dari hasil pembakaran tersebut kemudian didinginkan dengan menggunakan udara dan diperkecil ukurannya menjadi 200 mesh dengan menggunakan *ball mill* sehingga siap untuk dipasarkan.

III.1.2 Proses Digesti

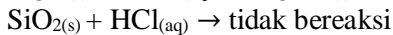
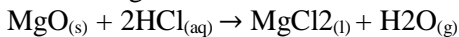


Gambar III.2 Blok Diagram Proses Pembuatan MgO dari Proses Digesti

Penjelasan tentang proses digesti menggunakan HCl berdasarkan diagram di atas adalah sebagai berikut :

a. Proses Digesti

Pada proses ini, MgO dan SiO₂ dilarutkan dengan larutan HCl yang kemudian akan menghasilkan larutan garam klorida dan uap air serta padatan SiO₂ karena SiO₂ tidak bisa direaksikan dengan HCl. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



b. Pengendapan

Kemudian larutan garam klorida ini diendapkan dengan menambahkan NaOH hingga terbentuk endapan magnesium hidroksida, melalui reaksi:



Proses pengendapan Mg(OH)₂ ini dilakukan secara bertahap, tidak bisa dilakukan

sekali saja. Larutan $MgCl_2$ sulit untuk bisa langsung mengendap semuanya ketika ditambahkan dengan NaOH, sehingga penambahan HCl dan NaOH harus dilakukan secara bertahap. $Mg(OH)_2$ yang dihasilkan kemudian diendapkan menggunakan prinsip gravimetri, dimana padatan dipisahkan dari larutan suspensi. Dalam hal ini, suspensi ditambahkan air untuk melarutkan garam klorida.

c. Penyaringan

Endapan $Mg(OH)_2$ kemudian disaring menggunakan *Rotary Drum Vacuum Filter* untuk menghilangkan kandungan air di dalam endapan.

d. Kalsinasi

Setelah terbentuk endapan $Mg(OH)_2$, dilakukan proses kalsinasi dengan suhu $> 600^\circ C$ sehingga menghasilkan MgO, Reaksi yang terjadi pada proses kalsinasi:



III.2 Pemilihan Proses

Pada penjelasan proses pembuatan MgO dari *slag* maka dapat dibuat perbandingan dari kedua proses tersebut yaitu sebagai berikut :

Tabel III.1 Perbandingan Proses Pengolahan Ferronickel Slag menjadi MgO

Parameter Ukur		Macam Proses	
		Leaching	Digesti
Aspek Teknis	Kemurnian Produk (%)	98,86 %	93,5 %
	Suhu ($^\circ C$)	600	>600
Aspek	Investasi	HCl <i>terecovery</i>	Menggunakan

Ekonomi			HCl dan NaOH
	Gross Profit	Rp 70.648/kg MgO	Rp 45.104,86/kg MgO
Aspek dampak terhadap lingkungan	Polutan	-	Adanya <i>venting</i> gas HCl

(*The Chemistry and Technology of Magnesia*)

Pemilihan reaksi juga didasarkan pada perhitungan *gross profit* untuk masing-masing proses. Berikut perhitungan *gross profit* untuk *leaching*

Tabel III.2 Perhitungan Gross Profit Proses Leaching

Leaching	2 MgO + 2Fe + 3/2O ₂ + 3H ₂ O → 2MgO + 2Fe(OH) ₃ (Slag)						
Kmol	2	2	3/2	3		2	2
BM	40,3	55,85	16	18		40,3	106,85
Kg	80,6	111,70	24	54		80,	213,7
Kg/Kg MgO	1	1,39	0,30	0,67		1	2,65
Harga (Rp/Kg)	-	-	-	1.000		71.318	-

Gross profit = 71.318(1) – 1.000 (0,67) = **Rp. 70.648/ kg MgO**

Dan berikut adalah perhitungan *gross profit* untuk Digesti :

Tabel III.3 Perhitungan Gross Profit Proses Digesti

Digesti	MgO	+ HCl	+NaOH	+ H ₂ O	→	NaCl	+ 2H ₂ O	+ <u>MgO</u>
Kmol	1	1	1	1		1	2	1
BM	40,3	36,5	40	18		58,5	18	40,3
Kg	40,3	36,5	40	18		58,5	36	40,3
Kg/Kg MgO	1	0,91	0,99	0,45		1,45	0,89	1
Harga (Rp/Kg)	-	2.854	23.400	1.000		-	-	71.318

$$\text{Gross profit} = 71.318(1) - 2.854(0,91) - 23.400(0,99) - 1.000(0,45) = \mathbf{Rp. 45.104,86/kg MgO}$$

Ditinjau dari gross profit masing-masing proses, dapat diketahui proses *leaching* merupakan proses yang paling menguntungkan. Berdasarkan pertimbangan yang ada pemilihan proses untuk pembuatan MgO ini digunakan proses *leaching* .

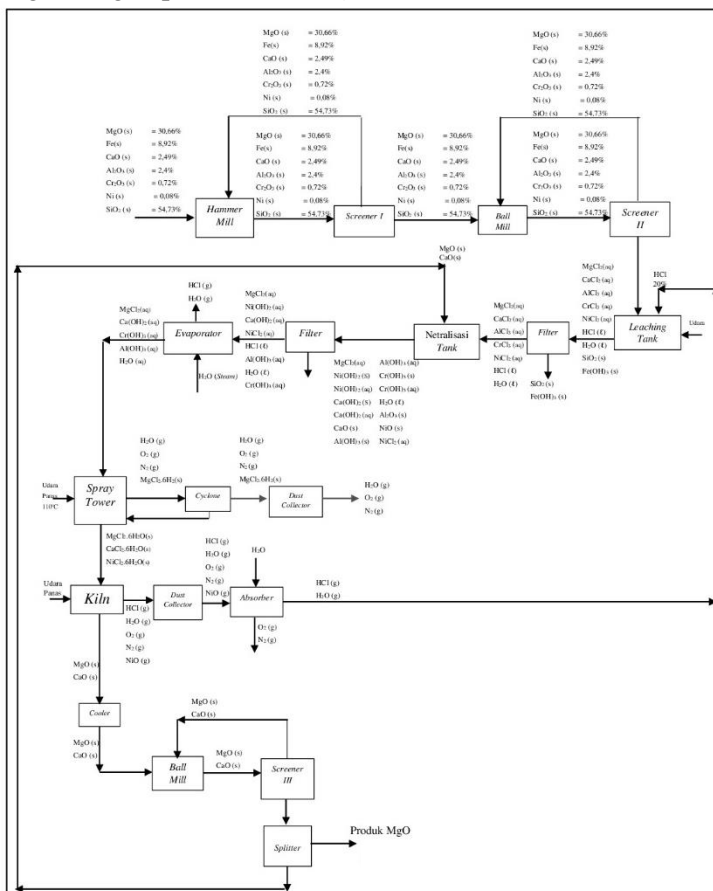
III.3. Uraian Proses

Pada proses pembuatan Magnesium Oksida ini metode operasi yang digunakan adalah sistem kontinu. Metode ini digunakan karena bahan baku (*slag ferronickel*) yang digunakan dari pabrik ini dihasilkan setiap hari oleh PT Aneka Tambang, sehingga pabrik ini juga harus beroperasi secara terus-menerus untuk mengolah slag ferronickel yang dihasilkan.

Pada proses *leaching* ini digunakan peralatan tiga unit *size reduction* (*Belt conveyor, hammer mill dan ball mill*), tiga unit *screener* (100 mesh, 150 mesh dan 200 mesh), dua unit *continuous Stirred Tank Reactor* (Reaktor *leaching*;R-210 dan reaktor *netralisasi*;R-220), dua unit *filter press*, satu unit *Spray Tower*, satu unit *Kiln*, satu unit *absorber*, satu unit *cyclone* dan 2 unit *dust collector*. Bahan baku *ferronickel slag* dari gudang penyimpanan dibawa dengan *belt conveyor* (J-112) menuju ke *hammer mill* (C-110) untuk menghancurkan *ferronickel slag* sehingga ukurannya menjadi 100 mesh. Untuk menyeragamkan ukuran partikel, *ferronickel slag* dialirkan dengan *belt conveyor* (J-114) menuju *vibrating screen 1* (P-115). *Ferronickel slag* yang tidak lolos pada *screen 1* ukuran 100 mesh akan *direct cycle* kembali ke *hammer mill* (C-110) menggunakan *belt conveyor* (J-113). Selanjutnya, *slag* yang telah lolos dari *vibrating screen 1* (P-115) direduksi lagi ukurannya hingga menjadi 150 mesh dengan menggunakan *ball mill* (C-120) dan diayak dengan menggunakan

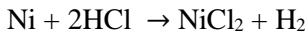
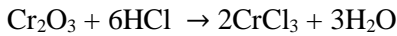
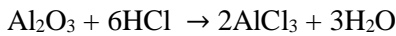
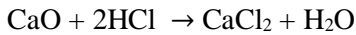
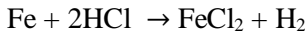
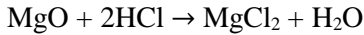
vibrating screen 2 (P-124). Ferronickel slag yang tidak lolos pada screen 2 ukuran 200 mesh akan direcycle kembali ke ball mill (C-120) menggunakan belt conveyor (J-122).

Berikut ini adalah diagram blok proses pembuatan MgO dengan proses Leaching.

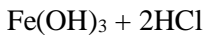
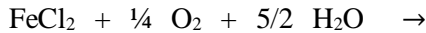


Gambar III.3. Diagram Alir Proses Pembuatan MgO dari Ferronickel Slag dengan Proses Leaching

Kemudian *ferronickel slag* diumpangkan ke Reaktor 1 (R-210) melalui *belt conveyor* (J-211). Di dalam reaktor 1 *ferronickel slag* ini direaksikan dengan asam klorida (HCl) 20 % yang diumpangkan dari tangki pengenceran HCl (HCl yang digunakan berasal dari *feed* HCl 37% dan *recycle* dari absorber) serta ditambahkan udara. Reaksi ini terjadi pada suhu 80°C dan Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

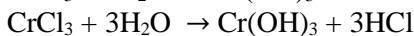
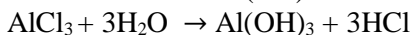
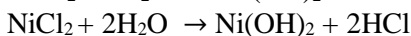
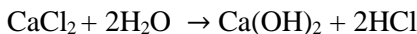


Kemudian ditambahkan udara dengan tujuan untuk merubah ion ferro (Fe^{2+}) yang larut menjadi ion ferri (Fe^{3+}) yang kelarutannya rendah sehingga akan terpresipitasi. Reaksi yang terjadi adalah :

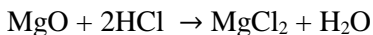


Hasil reaksi yang terjadi yaitu dalam bentuk *slurry* kemudian dipompakan ke *filter press 1* (H-222) untuk memisahkan komponen padat dan liquid. Komponen yang terlarut antara lain NiCl_2 , CaCl_2 , MgCl_2 , CrCl_3 , AlCl_3 dan larutan HCl yang tersisa. Sedangkan komponen padatnya seperti $\text{Fe}(\text{OH})_3$ dan SiO_2 akan terpisah berupa *cake*. Komponen liquid dipompakan ke Reaktor 2 (R-220) untuk dinetralisasikan dengan menggunakan MgO yang *direcycle* dari produk yang dihasilkan hingga pH 7. Reaksi ini terjadi pada suhu 95°C, reaksi yang terjadi pada Reaktor 2 adalah:

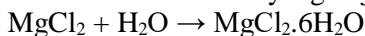
Reaksi Hidrolisis



Reaksi Netralisasi



Kemudian, larutan ini dipompakan ke *filter press* 2 (H-312) untuk dipisahkan dari padatan yang masih tersisa agar mendapatkan larutan MgCl_2 yang lebih murni. Larutan yang keluar tersebut dipompakan ke evaporator (V-310) untuk menguapkan air sehingga larutan menjadi lebih pekat. Evaporasi ini dilakukan sampai sebelum larutan menjadi jenuh atau sampai konsentrasi larutan $\text{MgCl}_2 = 34\%$. Kondisi operasi evaporator dijaga pada temperatur 110°C dan 1 atm gauge. Liquid yang telah mengalami evaporasi akan mengalami atomisasi di *spray dryer* pada suhu 110°C . Tujuan proses *spray drying* ini adalah untuk membuat larutan menjadi berbentuk Kristal hidrat ($\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$). Larutan keluaran evaporator yang dipompakan ke *Spray Tower* (D-320) akan dispray dengan udara panas 110°C dan reaksi yang terjadi adalah:



Gas yang terbentuk dari hasil *spray* ini kemudian dipisahkan dari padatan yang terikut dengan menggunakan *cyclone* (H-323), gas keluaran dari *cyclone* akan masuk ke *dust collector 1* (H-324) untuk memisahkan lagi gas dan padatan yang masih terikut sebelum gas tersebut *diventing*, sementara padatan yang keluar dari *cyclone* (H-323) akan masuk ke *screw conveyer* (J-322). Kemudian senyawa hidrat yang terbentuk masuk ke dalam kiln (B-330) masuk ke kiln yang beroperasi pada temperatur 600°C untuk menghasilkan MgO dengan spesifikasi *Caustic Calcined Magnesia* jenis *Light Burned Magnesia*. Di dalam kiln terjadi reaksi sebagai berikut:



Gas yang terbentuk dari hasil pembakaran ini kemudian dipisahkan dari padatan yang terikut dengan menggunakan

dust collector (H-334). Karena gas yang dikeluarkan ini mengandung HCl, maka gas tersebut kemudian diabsorpsi dengan menggunakan air agar dapat menghasilkan HCl yang dapat digunakan kembali untuk proses leaching. Kemudian, produk yang keluar dari *kiln* didinginkan dengan udara, lalu dimasukkan ke dalam *ball mill* 2 (C-410) untuk diperkecil ukurannya menjadi 200 mesh. Untuk menyeragamkan ukuran partikel, produk dialirkan dengan *belt conveyor* (J-412) menuju *vibrating screen* 3 (P-414). Kemudian partikel yang lolos dimasukkan ke dalam gudang penyimpanan MgO (F-416) dan sebagian produk *displit* untuk dimasukkan ke dalam reaktor 2 (reaktor netralisasi).



BAB IV
NERACA MASSA DAN
ENERGI

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

IV. Neraca Massa

1. Kapasitas produksi = 76.000 ton/tahun
2. Waktu operasi = 300 hari
3. Jam kerja = 24 jam
4. Jumlah produksi MgO = 10.556 kg/jam
5. Basis Perhitungan = 1 jam operasi

**Tabel IV.1 Komposisi Feed Ferronickel Slag Sebagai
Bahan Baku**

No	Komponen	%wt
1	MgO	30,66
2	Fe	8,92
3	CaO	2,49
4	Al ₂ O ₃	2,4
5	Cr ₂ O ₃	0,72
6	Ni	0,08
7	SiO ₂	54,73
TOTAL		100

(Sumber: PT Aneka Tambang Pomalaa)

Tabel IV.2 Berat Molekul Senyawa

No	Komponen	BM (kg/kmol)	No	Komponen	BM (kg/kmol)
1	MgO	40,3	15	Fe(OH) ₃	106,85
2	Fe	55,85	16	CaCl ₂	111,08
3	CaO	56,08	17	AlCl ₃	133,5
4	Al ₂ O ₃	102	18	CrCl ₃	158,5
5	Cr ₂ O ₃	152	19	NiCl ₂	129,7
6	Ni	58,7	20	Al(OH) ₃ (aq)	78
7	SiO ₂	60,09	21	Al(OH) ₃ (s)	78
8	HCl	36,5	22	Cr(OH) ₃ (aq)	103
9	H ₂ O	18	23	Cr(OH) ₃ (s)	103
10	O ₂	32	24	NiO	74,7
11	N ₂	28	25	Fe ₂ O ₃	159,7
12	H ₂ O	18	26	MgCl ₂ .6H ₂ O	203,3
13	MgCl ₂	95,3	27	CaCl ₂ .6H ₂ O	219,08
14	FeCl ₂	126,85	28	NiCl ₂ .6H ₂ O	237,7

Dalam pengerjaan Pra-Desain Pabrik ini dihitung dengan menggunakan persamaan neraca massa (*material balance*) dengan rumus sebagai berikut :

$$Accumulation = In - Out + Generation - Consumption$$

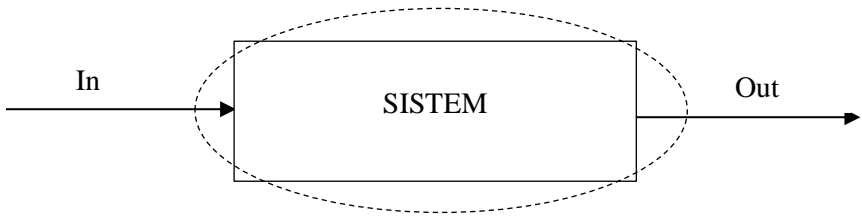
(1) Dengan anggapan *steady state*, maka *Accumulation* = 0 sehingga :

$$0 = In - Out + Generation - Consumption$$

$$(2) Out + Consumption = In + Generation$$

(3) Dibawah ini adalah perhitungan neraca massa untuk masing-masing alat

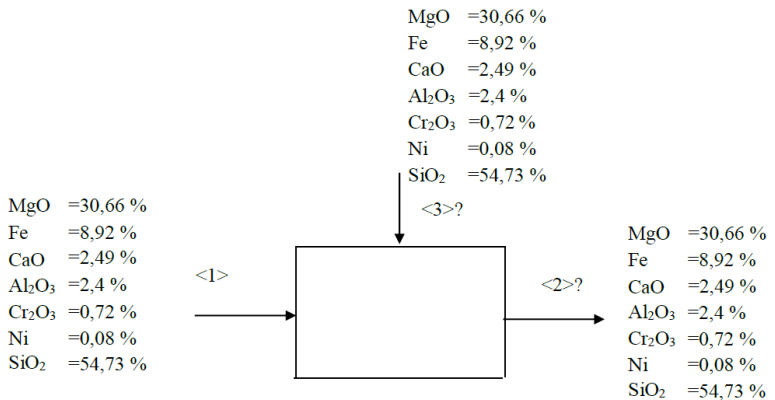
Sistematika perhitungan neraca massa setiap sistem adalah sebagai berikut :



Gambar IV.1 Analogi sistem yang digunakan untuk perhitungan neraca massa

1. *HAMMER MILL*

Basis *Feed* = 38.500 kg/jam



IV.2 Neraca Energi

Data - data perencanaan produksi :

Kapasitas produksi MgO	=	76000 ton/tahun
Hari kerja	=	300 Hari/tahun
Jam kerja	=	24 Jam/hari
Jumlah produksi MgO	=	10555,56 kg/jam
Suhu Referensi	=	25 °C

IV.22 Data - data Heat Capacity (Cp)

Komponen	a	b/2 (T)	c/T ²
MgO	10,86	0,0005985	-208700
Fe	4,13	0,00319	0
CaO	10	0,00242	-108000
Al ₂ O ₃	22,08	0,0044855	-522500
Cr ₂ O ₃	26	0,002	0
Ni	4,26	0,0032	0
SiO ₂	10,87	0,004356	-241200
HCl (liquid)	6,7	0,00042	0
O ₂	8,27	0,000129	-187700
N ₂	6,5	0,0005	0
H ₂	6,62	0,000405	0
MgCl ₂	17,3	0,001885	0
CaCl ₂	16,9	0,00193	0
AlCl ₃	31,2	0	0
CrCl ₃	23	0	0
NiO	11,3	0,001075	0
MgCl ₂ .6H ₂ O	77,1	0	0
HCl(gas)	6,7	0,00042	0
H ₂ O(gas)	8,22	0,000075	-4,47E-07
CO ₂	10,34	0,00137	-65166,67

(Sumber : Perry)

Komponen	Specific Heat (kkal/kmol.°C)			
	a+b(T)+c(T ²)+d(T ³)			
	a	b/2(T ²)	c/3(T ³)	d/4(T ⁴)
CH ₄	34,31	0,027345	0,00000122	-2,75E-09
C ₂ H ₆	49,37	0,0696	-1,9387E-05	1,82E-09
C ₃ H ₈	68,03	0,11295	-0,0000437	7,9275E-09
C ₄ H ₁₀	92,3	0,1394	-5,1567E-05	8,745E-09
H ₂ O (l)	18,3	0,23606	-0,00044627	3,2855E-07

(Sumber:Himmelblau)

IV.23 Data - data Heat of Formation (ΔH_f)

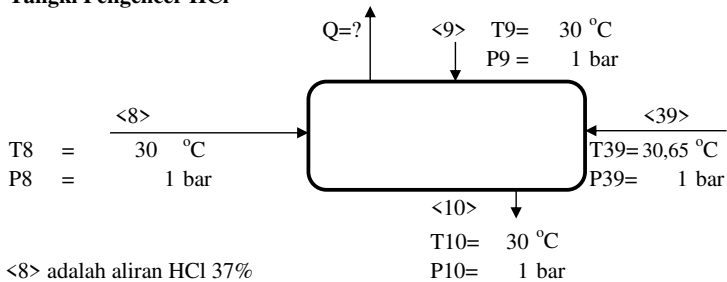
Komponen	ΔH_{f298} (kkal/mol)
MgO	-143840
Fe	0
CaO	-151700
Al ₂ O ₃	-399090
Cr ₂ O ₃	-268800
Ni	0
SiO ₂	-203350
HCl (liquid)	-39850
H ₂ O(liquid)	-68315,76
O ₂	0
N ₂	0
H ₂	0
MgCl ₂	-189760
FeCl ₂	-100000
Fe(OH) ₃	-197300
Al(OH) ₃ (s)	-304800
Ni(OH) ₂ (s)	-128,599426
Ca(OH) ₂ (s)	-235,80306
CaCl ₂	-209150
Al(Cl) ₃	-243900
NiCl ₂	-94340
NiO	-58400
Fe ₂ O ₃	-196495,284
MgCl ₂ .6H ₂ O	-597240
HCl (gas)	-22062,329
H ₂ O(gas)	-57796,414
CO ₂	-94052
CH ₄	-17810,28
C ₂ H ₆	-20032,98
C ₃ H ₈	-25018,52
C ₄ H ₁₀	-30063,81

Persamaan Heat Capacity (Cp) :

$$\frac{C_p}{R} = a + \frac{b}{2} T_{ref} \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{c}{3} T_{ref}^3 \left(\frac{T}{T_{ref}} \right)^2 + \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{D}{\left(\frac{T}{T_{ref}} \times T_{ref}^2 \right)}$$

$$C_p \Delta T = \left(a + \frac{b}{2} T_{ref} \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{c}{3} T_{ref}^3 \left(\frac{T}{T_{ref}} \right)^2 + \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{D}{\left(\frac{T}{T_{ref}} \times T_{ref}^2 \right)} \right) \times R \times (T - T_{ref})$$

1 Tangki Pengencer HCl



Arus <8> adalah aliran HCl 37%

Arus <9> adalah aliran air

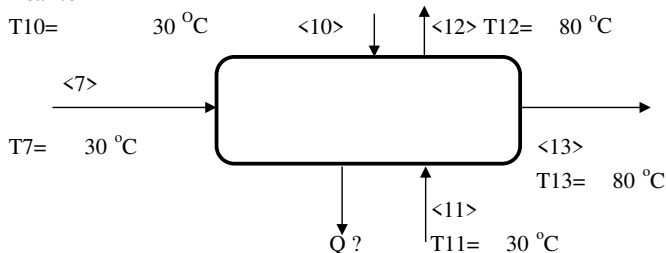
Arus <39> adalah arus HCl *recycle* dari absorber

Arus <10> adalah aliran HCl 20% yang akan masuk ke dalam reaktor *leaching*

IV.24 Neraca Energi Tangki Pengencer HCl

	In (Kcal)		Out (Kcal)
<8>	112.467,86	<10>	902.837,95
<9>	489.690,40		
<39>	419.785,84		
ΔH_{sol}	13.197.978,08	Q	13317084,22
Total	14.219.922,17		14.219.922,17

2 Reaktor 1



<7> = Aliran feed masuk yaitu *slag Ferronickel*

<10> = Aliran HCl 20%

<11> = Aliran udara masuk

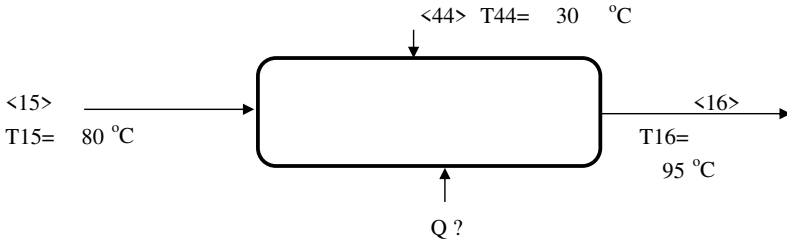
<12> = Aliran gas keluar

<13> = Aliran produk berupa *slurry*

IV.25 Neraca Energi Tangki Reaktor 1

	In (Kcal)		Out (Kcal)
<7>	3.261.636,34	<12>	53.312,16
<10>	89.358,03	<13>	8.957.283,48
<11>	2.828.112,74		
ΔH_{rxn}	12.482.571,09	Q	9651082,567
Total	18.661.678,20		18.661.678,20

3 Reaktor 2



<44> = Arus *recycle* MgO yang digunakan untuk netralisasi

<16> = Aliran larutan yang sudah dinetralisasi

IV.26 Neraca Energi Tangki Reaktor 2

In (Kcal)		Out (Kcal)	
<15>	7.236.449,70	<16>	7.198.320,59
<44>	185.425,44		
Q	2.380.813,17	ΔH_{rxn}	2.604.367,71
Total	9.802.688,30		9.802.688,30

4 ABSORBER

T37 = 30 °C <37> ↓ ↑ <38> T38 = 45 °C



T39 = ?

<36> = Arus gas yang akan diabsorb

<37> = Arus air masuk

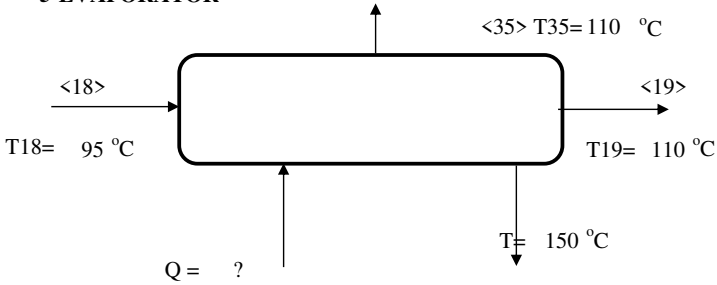
<38> = Aliran gas yang keluar dari tangki absorber

<39> = HCl *recycle* hasil absorpsi

IV.27 Neraca Energi Tangki Absorber

In (Kcal)		Out (Kcal)	
<36>	2.525.695,35	<38>	474.466,24
<37>	358.193,08	<39>	2.409.422,19
Total	2.883.888,43		2.883.888,43

5 EVAPORATOR



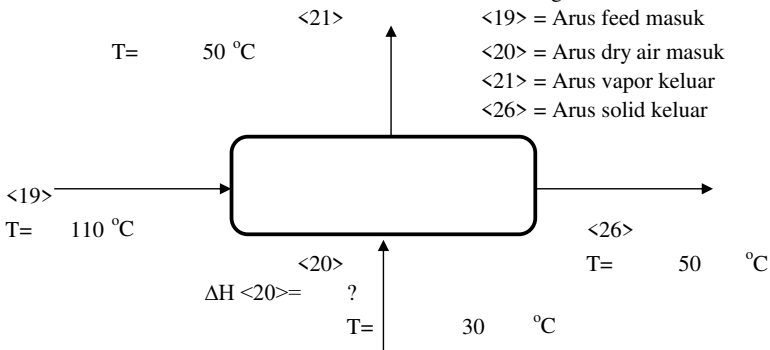
Kondensat

- <18> = Arus filtrat hasil filtrasi yang keluar dari reaktor 2
- <35> = Arus H₂O yang menguap
- <19> = Arus produk keluaran yang berupa larutan yang lebih pekat

IV.28 Neraca Energi Tangki Evaporator

	In (Kcal)		Out (Kcal)
<18>	5.809.677,46	<19>	4.625.580,27
		<35>	17.845.031,40
Q	16.660.934,21		
Total	22.470.611,67		22.470.611,67

6 SPRAY DRYER



Keterangan :

- <19> = Arus feed masuk
- <20> = Arus dry air masuk
- <21> = Arus vapor keluar
- <26> = Arus solid keluar

IV.29 Neraca Energi Spray Dryer

	In (Kcal)		Out (Kcal)
<19>	4.625.580,27	<21>	60.781.249,93
<20>	56.644.870,62	<26>	489.200,96
Total	61.270.450,89		61.270.450,89



- <26> = Arus produk yang masuk
- <30> = Arus produk yang keluar
- <29> = Arus udara keluaran dari cooler
- <27> = Arus fuel gas
- <28> = Arus gas keluar yang bercampur dengan padatan yang terikut

IV.30 Neraca Energi Kiln

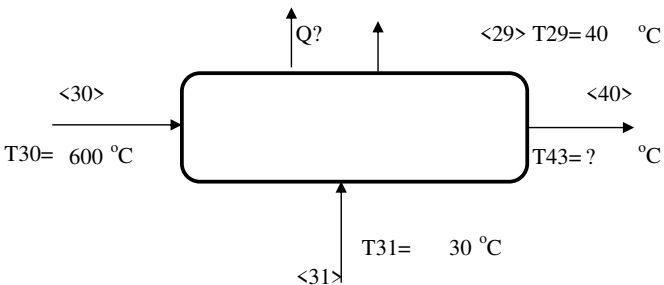
Masuk (kcal)			
	ΔH_f	$\Delta H_{\text{sensibel}}$	$\Delta H = \Delta H_f + \Delta H_{\text{sensibel}}$
<26>	-132.750.884,54	428.432,144	-132.322.452,400645
<29>	0,00	5.400.600,948	5.400.600,948109
<27>	-2.242.594,48	17.539.486,855	-2.218.691,164145
TOTAL			-129.140.542,616681

$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{<26>} + \Delta H_{<29>} + \Delta H_{<27>}$$

Keluar (kcal)			
	ΔH_f	$\Delta H_{\text{sensibel}}$	$\Delta H = \Delta H_f + \Delta H_{\text{sensibel}}$
<28>	-114.141.855,51	17.539.486,855	-96.602.368,6581961
<30>	-35.848.613,23	3.310.439,269	-32.538.173,9584851
TOTAL			-129.140.542,6166810

$$\Delta H_{\text{keluar}} = \Delta H_{<28>} + \Delta H_{<30>}$$

8 COOLER



- <30> = Arus feed masuk yang masih panas
- <40> = Arus keluaran produk yang telah dingin
- <31> = Arus aliran masuk udara pendingin
- <29> = Udara keluaran yang kemudian akan masuk ke kiln

IV.31 Neraca Energi Cooler

In (Kcal)	Out (Kcal)
-----------	------------

<30>	3.339.505,63	<40>	1.543.820,91
		Q	1.795.684,71
Total	3.339.505,63		3.339.505,63



BAB V
DAFTAR DAN HARGA
PERALATAN

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Peralatan merupakan sarana utama proses industri dapat berjalan dengan lancar. Biaya peralatan biasanya menjadi tolak ukur perhitungan biaya yang lain sehingga semakin besar biaya peralatan maka semakin besar investasi yang dikeluarkan perusahaan. Berikut peralatan yang digunakan pada pabrik Magnesium Oksida dari slag ferronickel :

Tabel V.1 Peralatan yang Digunakan Pada Pabrik MgO

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2020
				Per Unit	Total	
1	C-110	Hammer Mill	1	1.500	1.500	1.686
2	J-112	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
3	J-113	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
4	J-114	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
5	P-115	Screen 1	4	120.200	480.800	540.492
6	C-120	Ball Mill 1	1	92.100	92.100	103.534
7	J-121	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
8	J-122	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
9	J-123	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
10	P-124	Screen 2	5	120.200	601.000	675.615
11	R-210	Reaktor 1	4	30.500	122.000	137.147
12	J-211	Belt Conveyor	1	21.400	21.400	24.057
13	J-212	Bucket Elevator	1	10.400	10.400	11.691
14	F-213	Hopper	1	19.400	19.400	21.809

15	J-214	Bucket Elevator	1	10.400	10.400	11.691
16	G-215	Blower 1	1	400	400	450
17	L-216	Pompa	1	20.700	20.700	23.270
18	R-220	Reaktor 2	4	14.800	59.200	66.550
19	L-221	Pompa	1	11.900	11.900	13.377
20	H-222	Filter 1	5	73.400	367.000	412.564
21	L-223	Pompa	1	10.400	10.400	11.691
22	V-310	Evaporaor	1	776.600	776.600	873.016
23	L-311	Pompa	1	10.400	10.400	11.691
24	H-312	Filter 2	5	58.400	292.000	328.252
25	L-313	Pompa	1	10.400	10.400	11.691
26	D-320	Spray Tower	1	800.000	800.000	899.322
27	L-321	Pompa	1	10.400	10.400	11.691
28	J-322	Screw Conveyor	1	13.100	13.100	14.726
29	H-323	Cyclone	1	1.153.700	1.153.700	1.296.934
30	H-324	Dust Collector 1	1	1.426.500	1.426.500	1.603.603
31	B-330	Kiln	1	9.799.600	9.799.600	11.016.240
32	J-331	Bucket Elevator	1	14.600	14.600	16.413
33	F-332	Hopper	1	28.700	28.700	32.263
34	J-333	Screw Conveyor	1	9.600	9.600	10.792
35	H-334	Dust Collector 2	2	18.200	36.400	40.919
36	E-335	Cooler	1	1.000.000	1.000.000	1.124.152
37	G-336	Blower 3	1	2.500	2.500	2.810
38	C-410	Ball Mill 2	1	82.900	82.900	93.192
39	J-411	Belt Conveyor	1	14.800	14.800	16.637

40	J-412	Belt Conveyor	1	14.800	14.800	16.637
41	J-413	Belt Conveyor	1	14.800	14.800	16.637
42	P-414	Screen 3	3	12.300	36.900	41.481
43	J-415	Screw Conveyor	1	14.800	14.800	16.637
44	J-417	Screw Conveyor	1	14.800	14.800	16.637
45	D-510	Absorber I	1	132.700	132.700	149.175
46	G-511	Blower 2	1	2.500	2.500	2.810
47	E-512	Heat Exchanger	1	72.600	72.600	81.613
49	M-530	Tanki Pengencer	2	7.800	15.600	17.537
50	L-531	Pompa	1	7.800	7.800	8.768
51	F-532	Tanki Penampung	6	40.900	245.400	275.867
52	L-534	Pompa	1	10.400	10.400	11.691
Total						\$19.667.152

(www.matche.com)

Pabrik ini direncanakan akan dibangun pada 2020. Berikut

referensi yang digunakan :

Index cost untuk 2014 =579,66

Index cost untuk 2020 =651,62

Kurs US Dollar (2018) =Rp14.685,00/USD

V.1 Spesifikasi Peralatan

Berikut adalah spesifikasi peralatan yang digunakan dalam pabrik MgO dari slag ferronickel

1. Hammer Mill (C-110)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Hammer Mill (C-110)
Fungsi		Menghancurkan Ferronickel Slag menjadi ukuran 100 mesh
Jenis		Reversibel hammer mill model 505
Kapasitas (kg/jam)		42.778
Ukuran		
	Rotor dimensions (in)	30 x 30
	Maximum feed size (in)	2,5
Minimum speed (rpm)		1.200
Power (Hp)		537
Bahan		Carbon Steel
Jumlah (Buah)		1

2. Storage Ferronickel Slag (F-111)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Storage slag ferronickel (F-111)
Fungsi		Tempat penyimpanan dan penyediaan slag ferronickel
Tipe		Open Yard
Kapasitas (kg/hari)		924.000
Panjang Bangunan (m)		31,22
Lebar Bangunan (m)		31,22
Luas Bangunan (m ²)		974,85
Tinggi bangunan (m)		11
Waktu Simpan (hari)		5
Konstruksi		Dasar Beton
Jumlah (Buah)		1

3. Belt Conveyor (J-112)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Belt Conveyor (J-112)
Fungsi		Mengangkut Ferronickel Slag dari gudang (F-111) menuju hammer mill (C-110)
Tipe		Flat belt conveyor 20° idler
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	3,438
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	4
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)

Jumlah (Buah)	1
---------------	---

4. Belt Conveyor (J-113)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-113)	
Fungsi	Mengangkut Ferronickel Slag dari screen 1 (P-115) menuju ke hammer mill (C-110)	
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler	
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	3
	Jumlah plies	Polyester Nylon
	Spesifikasi Bahan Belt	3
	Jumlah	PN150 (PN500/3)
	Jumlah (Buah)	1

5. Belt Conveyor (J-114)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-114)	
Fungsi	Mengangkut Ferronickel Slag dari hammer mill (C-110) menuju ke screen 1 (P-115)	
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler	
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	3,48
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	4
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)
	Jumlah (Buah)	1

6. Screen I (P-115)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Screen 1 (P-115)	
Fungsi	Untuk menyeragamkan ukuran slag ferronickel dari hammer mill (C-110) yang akan masuk kedalam ball mill 1 (C-120) sebesar 100 mesh	
Tipe	High-speed vibrating screens ukuran 100 mesh	
Kapasitas (kg/jam)	42.778	
Ukuran Bahan (mesh)	100	
Sieve Opneing (m)	0,00014986	
Diameter Wire (m)	0,00010922	

Luas (m ²)	14,25
Jumlah (buah)	4
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Power Vibrating (HP)	8,52

7. Ball Mill 1 (C-120)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Ball Mill (C-120)
Fungsi	Untuk memperkecil ukuran ferronickel slag dari 100 mesh menjadi 10 mesh
Kapasitas produksi (ton/hari)	1.027
Kapasitas maks. (ton/hari)	1.800
Kecepatan putar (rpm)	20
Diameter masuk (mesh)	100
Diameter keluar (mesh)	150
Power (HP)	121
Ball Charge (ton/hari)	20,2
Ball Size (ft)	9x7
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (Buah)	1

8. Belt Conveyor (J-121)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-121)
Fungsi	Mengangkut Ferronickel Slag dari sreen 1 (P-115) menuju ke ball mill 1 (C-120)
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler
Dimensi :	
Panjang belt (m)	20
Lebar belt (m)	0,4
Kecepatan (m/s)	1
Power motor (HP)	3,42
Bahan	Polyester Nylon
Jumlah plies	4
Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)
Jumlah (Buah)	1

9. Belt Conveyor (J-122)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-122)
Fungsi	Mengangkut ferronickel slag dari screen 2 (P-124) menuju ke ball mill 1 (C-120)
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler
Dimensi :	
Panjang belt (m)	20

	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	2,99
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	3
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN500/3)
	Jumlah (Buah)	1

10. Belt Conveyor (J-123)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-123)	
Fungsi	Mengangkut ferronickel slag dari ball mill 1 (C-120) menuju ke screen 2 (P-124)	
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler	
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	3,54
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	4
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)
	Jumlah (Buah)	1

11. Screen 2 (P-124)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Screen 2 (P-124)	
Fungsi	Menyeragamkan ukuran ferronickel slag dari ball mill 1 (C-120) yang akan masuk ke dalam tangki leaching (R-210) sebesar 150 mesh	
Tipe	High-speed vibrating screens ukuran 150 mesh	
Kapasitas (kg/jam)	42.777	
Ukuran bahan (mesh)	150	
Sieve Opening (m)	0,00010414	
Diameter Wire (m)	0,00007620	
Luas (m ²)	11	
Jumlah (buah)	5	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Power Vibrating (HP)	6,842	

12. Reaktor 1 (R-210)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Reaktor leaching (R-210)	
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi leaching antara ferronickel slag dengan HCl dan disertai dengan aerasi	

Kapasitas tangki (m ³ /jam)	152,997
Jumlah reaktor (Buah)	4
Bentuk	Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah konis
Ukuran	
Diameter (m)	4,46
Tinggi (m)	10,20
Tebal	
Silinder (cm)	0,775
Tutup atas (cm)	0,775
Tutup bawah (cm)	1,085
Jenis las	Joint efisiensi type single welded butt joint
Pengaduk	
Jenis pengaduk	Turbin dengan 6 flate blade
Jumlah impeller (buah)	1
Ukuran	
Diameter impeller	1,485 m
Panjang blade, L	0,371 m
Lebar blade, W	0,297 m
Kecepatan putar (rpm)	38,98
Daya motor (HP)	1,83
Jaket	
Tebal jaket (cm)	18,561
Tebal tutup bawah (cm)	36,812

13. Belt Conveyor (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-211)
Fungsi	Mengangkut ferronickel slag dari screen 2 (P-124) menuju ke bucket elevator (J-212)
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler
Dimensi :	
Panjang belt (m)	200
Lebar belt (m)	0
Kecepatan (m/s)	1
Power motor (HP)	7
Jumlah plies	Polyester Nylon
Spesifikasi Bahan Belat	5
Jumlah	PN250 (PN1250/5)
Jumlah (Buah)	1

14. Bucket Elevator (J-212)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Bucket Elevator (J-212)

Fungsi	Mengangkut ferronickel slag dari belt conveyor (J-211) menuju ke hopper ferronickel slag (F-213)
Tipe	Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator
Kapasitas (ton/jam)	46,199
Ukuran (cm)	25,4x15,24,15,87
Tinggi (m)	7
Kecepatan (m/min)	48,31
Daya motor (HP)	3,69
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (buah)	1

15. Hopper Ferronickel Slag (F-213)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Hopper Ferronickel Slag (F-213)	
Fungsi	Menyimpan sementara ferronickel slag sebelum dimasukkan kedalam tangki leaching (R-210)	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk datar dan tutup bawah berbentuk konis dengan ($\alpha = 120^\circ$)	
Bahan	Carbon steel, SA-283 grade C	
Kapasitas (m ³ /jam)	15,317	
Ukuran		
	Diameter (m)	2,743
	Tinggi (m)	4,703
	Tebal	
	Silinder	0,476 cm
	Tutup atas	0,476 cm
	Tutup bawah	0,591 cm
Jumlah (Buah)	1	

16. Bucket Elevator (J-214)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Bucket Elevator (J-214)	
Fungsi	Mengangkut ferronickel slag dari hopper ferronickel slag (F-213) ke tangki leaching (R-210)	
Tipe	Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator	
Kapasitas (ton/jam)	46,20	
Ukuran (cm)	25,4x15,24,15,87	
Tinggi (m)	7	
Kecepatan (rpm)	48,31	
Daya motor (HP)	3,69	
Bahan	Carbon Steel	
Jumlah (Buah)	1	

17. Blower 1 (G-215)

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Nama	Blower 1 (G-215)
Fungsi	Menghembuskan udara ke dalam leaching tank (R-210)
Type	Centrifugal Blower
Bahan	Carbon Steel
Kapasitas (m ³ /jam)	2,32
Jumlah (buah)	1
Power (HP)	0,02

18. Pompa (L-216)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa (L-216)
Fungsi	Mengalirkan HCl 20% dari tangki pengencer HCl (M-530) ke reaktor 1 (R-210)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Steinless steel
Kapasitas (m ³)	143,59
Power pompa (HP)	6,08
Head pompa (m)	18,08
Power motor (HP)	6,76
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	8

19. Reaktor 2 (R-220)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Reaktor 2 (R-220)	
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi netralisasi antara <i>outlet</i> reaktor 1 (R-210) dengan MgO	
Kapasitas tangki (m ³ /jam)	48,240	
Jumlah reaktor (Buah)	4	
Bentuk	Silinder tegak, tutup atas dished head dan tutup bawah berbentuk conical	
Ukuran		
	Diameter (m)	3,03
	Tinggi (m)	7,50
Tebal		
	Silinder (cm)	0,310
	Tutup atas (cm)	0,775
	Tutup bawah (cm)	1,080
Jenis las	Joint efisiensi type single welded butt joint	
Pengaduk		
	Jenis pengaduk	Turbin dengan 6 flate blade
	Jumlah impeller	1
	Ukuran	
	Diameter impeller	1,0108 m
	Panjang blade, L	0,2527 m

	Lebar blade, W	0,2022 m
Kecepatan putar (rpm)		15,92
Daya motor (HP)		0,13
Jaket		
	Tebal jaket (cm)	0,785
	Tebal tutup bawah (cm)	1,260

20. Pompa Filtrat (L-221)

Nama	Pompa Filtrat (L-221)
Fungsi	Memompa larutan keluaran dari tangki leaching (R-210) ke filter 1 (H-222)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Stainless steel
Kapasitas (m ³)	165,03
Power pompa (HP)	7,26
Head pompa (m)	13,16
Power motor (HP)	8,07
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	10

21. Filter 1 (H-222)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Filter 1 (H-222)
Fungsi	Memisahkan padatan yang keluar dari tangki leaching (R-210) sebelum masuk ke dalam tangki netralisasi (R-220)
Tipe	Plate and Frame Filter Press
Ukuran plate and frame (m)	14,986 x 14,986
Luas efektif (m ² /plate)	1,49
Jumlah plate and frame	12
Ketebalan frame (m/plate)	0,189
Jumlah alat (Buah)	5
Bahan	Carbon steel

22. Pompa Filtrat (L-223)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa Filtrat (L-223)
Fungsi	Memompa filtrat dari filter 1 (H-222) ke tangki netralisasi (R-220)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Stainless steel
Kapasitas (m ³)	124,65
Power pompa (HP)	5,15
Head pompa (m)	16,60
Power motor (HP)	5,72

Jumlah (Buah)	1
Ukuran (in)	8

23. Tangki Penampung 1 (F-224)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Tangki penampung 1 (F-224)
Fungsi		Menampung semestara <i>feed</i> sebelum masuk ke reaktor 2 (R-220)
Fungsi		Menampung sementara outlet filter 1 (H-222) sebelum masuk ke reaktor 2 (R-220)
Tipe		Silinder tegak, tutup atas dished head, alas datar
Bahan Konstruksi		Carbon steel SA-283 grade C
Kapasitas (m ³ /hari)		105.650
Dimensi Bejana :		
	Diameter (m)	8,40
	Tinggi (m)	14,09
	Tebal (cm)	1,11
Tutup atas torispherical :		
	Tebal (cm)	1,11
Alas bawah :		
	Tebal (cm)	1,91
Jumlah (Buah)		6

24. Evaporator (V-310)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Evaporator (V-310)
Fungsi		Memekatkan larutan MgCl ₂ sebelum masuk ke spray tower (D-320)
Tipe		Vertical Short Tube Evaporator
Bahan		High Alloy Steel SA - 167 Grade 3 Tipe 304
Kapasitas (m ³ /jam)		102,940
Luas evaporator (m ²)		86,51
Ukuran tube (m)		0,03810
Ukuran pitch (m ²)		0,00121
Jumlah tube		78
Bagian drum :		
	- Tinggi (m)	6,590
	- Tebal silinder (cm)	1,588
	- Tebal tutup (cm)	1,270
Jumlah (Buah)		1

25. Pompa Filtrat (L-311)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Pompa Filtrat (L-331)

Fungsi	Memompa slurry dari tangki netralisasi (R-220) menuju filter 2 (H-312)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Steinless steel
Kapasitas (m ³)	129,68
Power pompa (HP)	5,23
Head pompa (m)	15,44
Power motor (HP)	5,81
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	8

26. Filter 2 (H-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Filter 2 (H-312)
Fungsi	Memisahkan padatan yang keluar dari tangki netralisasi (R-220) sebelum masuk kedalam evaporator (V-310)
Tipe	Plate and Frame Filter Press
Ukuran plate and frame (m)	9,144 x 9,144
Luas efektif (m ² /plate)	1,49
Jumlah plate and frame	8
Ketebalan frame (m/plate)	0,28
Jumlah alat (Buah)	5
Bahan	Carbon steel

27. Pompa Filtrat (L-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa (L-313)
Fungsi	Memompa filtrat dari filter 2 (H-312) ke Evaporator (V-310)
Fungsi	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Steinless steel
Kapasitas (m ³)	102,94
Power pompa (HP)	4,03
Head pompa (m)	13,87
Power motor (HP)	4,48
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	8

28. Tangki Penampung 2 (F-314)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki penampung 2 (F-314)
Fungsi	Menampung semestara <i>feed</i> sebelum masuk ke evaporator (V-310)
Tipe	Silinder tegak, tutup atas dished head, alas datar
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C

Kapasitas (m ³ /jam)	2,181
Dimensi Bejana :	
Diameter (m)	7,56
Tinggi (m)	12,69
Tebal (cm)	1,11
Tutup atas torispherical :	
Tebal (cm)	1,111
Alas bawah :	
Tebal (cm)	1,905
Jumlah (Buah)	6

29. Spray Tower (D-320)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Spray Tower (D-320)
Fungsi	Membentuk kristal MgCl ₂ .6H ₂ O dari larutan MgCl ₂
Kapasitas (m ³)	0,52
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Power nozzle,E (kW)	631,309
Tinggi (m)	9
Diameter (m)	3
Tebal silinder (cm)	1,27
Tebal tutup bawah (cm)	0,48
Waktu tinggal (detik)	30

30. Pompa (L-321)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa (L-321)
Fungsi	Memompa larutan dari evaporator (B-310) ke spray tower (D-320)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Steinless steel
Kapasitas (m ³)	73,94
Power pompa (HP)	3,22
Head pompa (m)	23,37
Power motor (HP)	3,58
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	6

31. Screw Conveyor (J-322)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Screw Conveyor (J-322)
Fungsi	Mengangkut keluaran spray tower (D-320) menuju bucket elevator (J-331)
Tipe	Screw conveyor assembly with feed hopper and discharge chute
Kapasitas (kg/jam)	51.685

Dimensi		
	Panjang (m)	15,24
	Elevated (m)	3,66
	Diameter (m)	0,41
Kecepatan (rpm)		54,83
Power motor (HP)		15,88
Bahan		Carbon Steel
Jumlah (Buah)		1

32. Cyclone (H-323)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Cyclone (H-323)	
Fungsi	Memisahkan padatan dari udara yang berasal dari spray tower (D-320)	
Type	Spiral	
Bahan	Carbon Steel SA-240 grade M tipe 316	
Kapasitas (m ³ /jam)	1.805.379	
Jumlah (Buah)	2	
Ukuran		
	D (m)	2,750
	De (m)	1,375
	Lc (m)	8,250
	Lb (m)	4,400
	Dd (m)	0,688
	S (m)	2,475
	H (m)	1,650
	W (m)	0,495

33. Dust Collector 1 (H-324)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Dust Collector 1 (H-324)
Fungsi	Menangkap partikel yang terbawa aliran udara dari spray tower (D-320)
Type	Bag filter (S-CP 432 L)
Bahan filter	Polypropilene (Pylene)
Kapasitas (kg/jam)	1.694.834,28
Jumlah (Buah)	1
Efisiensi	100%

34. Rotary Kiln (B-330)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Rotary Kiln (B-330)
Fungsi	Mem-pyrohidrolisis kristal MgCl ₂ .6H ₂ O sehingga menghasilkan MgO
Type	Direct Rotary Kiln dengan aliran Counter Current

Kapasitas (m ³)	3,101
Jumlah (Buah)	1
Diameter shell (m)	2,74
Panjang shell (m)	48,77
Putaran (rpm)	2,80
Kemiringan	15°
Waktu tinggal (menit)	4,61
Jumlah flight	6
Tinggi flight (m)	0,22
Bahan	nickel alloy
Daya motor (HP)	69,76

35. Bucket Elevator (J-331)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Bucket Elevator (J-331)
Fungsi	Mengangkut padatan dari screw conveyor (J-322) ke hopper hydrat (F-332)
Tipe	Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator
Kapasitas (kg/jam)	54,33
Ukuran (cm)	30,48x17,78x18,415
Tinggi (m)	7,00
Kecepatan (m/min)	58,32
Daya Motor (Hp)	4,02
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (Buah)	1

36. Hopper Hydrat (F-332)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Hopper Hydrat (F-332)
Fungsi	Menyimpan keluaran spray tower (D-320) sebelum masuk kedalam kiln (B-330)
Bentuk	Silinder vertikal dengan tutup atas berbentuk datar dan bagian bawah berbentuk konis dengan $\alpha = 120^\circ$
Bahan	Carbon steel, SA-283 grade C
Kapasitas (m ³ /jam)	13,72
Ukuran	
Diameter (m)	2,74
Tinggi (m)	4,70
Tebal	
Silinder	0,4763 cm
Tutup atas	0,4763 cm
Tutup bawah	0,5908 cm
Jumlah (Buah)	1

37. Screw Conveyor (J-333)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Screw Conveyor (J-322)	
Fungsi	Mengangkut keluaran hopper hydrat (F-332) menuju kiln (B-330)	
Tipe	Screw conveyor assembly with feed hopper and discharge chute	
Kapasitas (kg/jam)	51.685	
Dimensi		
	Panjang (m)	15,24
	Elevated (m)	3,66
	Diameter (m)	0,41
Kecepatan	54,83	
Power motor (rpm)	15,88	
Bahan	Carbon Steel	
Jumlah (Buah)	1	

38. Dust Collector 2 (H-334)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Dust Collector 2 (H-334)	
Fungsi	Menangkap partikel yang terbawa aliran udara dari kiln (B-330)	
Type	Bag filter (S-CP 160)	
Bahan filter	Polypropilene (Pylene)	
Kapasitas (kg/jam)	100.784	
Jumlah (Buah)	1	
Efisiensi	100%	

39. Cooler (E-335)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Cooler (E-335)	
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran kiln (B-330)	
Kapasitas (ton/hari)	242,59	
Jumlah (Buah)	1	
Tinggi (m)	3	
Panjang grate (m)	12	
Lebar grate (m)	1,6	
Dimensi Grate plate :		
	Panjang (m)	300
	Lebar (m)	400
Jumlah grate (Buah)	2	
Tinggi Bed (m)	150,32	
Bahan Konstruksi	Grate plate	Chrome-Nickel Alloy
	Dinding	Batu tahan api

40. Blower 3 (G-336)

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Nama	Blower 3 (G-336)
Fungsi	Menghembuskan udara luar ke dalam grate cooler (E-335) untuk kemudian menjadi udara pembakaran pada kiln (B-330)
Type	Centrifugal Blower
Bahan	Carbon Steel
Kapasitas (m ³ /jam)	56,954
Jumlah (Buah)	1
Power (HP)	0,488
Efisiensi	1

41. Ball Mill 2 (C-410)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Ball Mill 2 (C-410)
Fungsi	Memperkecil ukuran produk MgO menjadi 200 mesh
Kapasitas produksi (ton/hari)	272,013
Kapasitas maksimal (ton/hari)	1.800
Kecepatan putar (rpm)	20
Diameter masuk (mesh)	100
Diameter keluar (mesh)	150
Power (Kw)	32,15
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (Buah)	1

42. Belt Conveyor (J-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-411)
Fungsi	Mengangkut produk dari cooler (E-335) menuju ke ball mill 2 (C-410)
Type	Flat belt conveyor 20° idler
Dimensi :	
Panjang belt (m)	20
Lebar belt (m)	0,4
Kecepatan (m/s)	1
Power motor (m/s)	3,07
Bahan	Polyester Nylon
Jumlah plies	4
Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)
Jumlah (Buah)	1

43. Belt Conveyor (J-412)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-412)
Fungsi	Mengangkut produk dari screen 3 (P-414) menuju ke ball mill 2 (C-410)

Dimensi :	Flat belt conveyor 20° idler	
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,4
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	2,503
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	3
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN500/3)
	Jumlah (Buah)	1

44. Belt Conveyor (J-413)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Belt Conveyor (J-413)	
Fungsi	Mengangkut produk dari ball mill 2 (C-410) menuju ke sreen 3 (P-414)	
Tipe	Flat belt conveyor 20° idler	
Dimensi :		
	Panjang belt (m)	20
	Lebar belt (m)	0,40
	Kecepatan (m/s)	1
	Power motor (HP)	3,0908
	Bahan	Polyester Nylon
	Jumlah plies	4
	Spesifikasi Bahan Belt	PN150 (PN630/4)
	Jumlah (Buah)	1

45. Screen 3 (P-414)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Screen 3 (P-414)	
Fungsi	Menyeragamkan ukuran produk MgO yaitu 200 mesh	
Tipe	High-speed vibrating screens ukuran 200 mesh	
Kapasitas (Kg/jam)	11.334	
Ukuran Bahan (mesh)	150	
Sieve Opening (m)	0,000074	
Diameter wire (m)	0,000053	
Luas (m ²)	5,008	
Jumlah (Buah)	3	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Power Vibrating (Hp)	2,9948	

46. Screw Conveyor (J-415)

Spesifikasi		Keterangan
Nama	Screw Conveyor (J-417)	
Fungsi:	Mengangkut keluaran screen 3 (P-414) menuju gudang	

Fungsi	MgO (F-416)
Tipe	Screw conveyor assembly with feed hopper and discharge chute
Dimensi :	
Panjang (m)	15
Elevated (m)	3,7
Diameter (m)	0,41
Kecepatan (m/s)	18,408
Kapasitas (kg/jam)	10.668,121
Power motor (HP)	0,85
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (Buah)	1

47. Gudang Magnesium Oksida (F-416)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Gudang MgO (F-416)
Fungsi	Tempat penyimpanan dan penyediaan Magnesium Oksida (MgO)
Tipe	Warehouse
Kapasitas (Kg/hari)	166.667
Panjang Bangunan (m)	8,5924
Lebar Bangunan (m)	4,2962
Luas Bangunan (m)	36,9149
Tinggi Bnagunan (m)	8
Waktu Simpan (hari)	5
Konstruksi	Dasar Beton
Jumlah (Buah)	1

48. Screw Conveyor (J-417)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Screw Conveyor (J-417)
Fungsi	Mengangkut produk dari gudang MgO (F-416) menuju reaktor 2 (R-220)
Tipe	Screw conveyor assembly with feed hopper and discharge chute
Dimensi	
Panjang (m)	15,24
Elevated (m)	3,66
Diameter (m)	0,406
Kecepatan (m/s)	7,481
Kapasitas (kg/jam)	0,000
Power motor (HP)	0,345
Bahan	Carbon Steel
Jumlah (Buah)	1

49. Absorber (D-510)

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Nama	Absorber (D-510)	
Fungsi	Mengabsorb HCl dengan solvent H ₂ O	
Tipe	Sieve Tray Coloumn	
Tray diameter (m)	4,267	
Tray spacing (m)	0,610	
Active area (m ²)	10,007	
Hole area (m ²)	1,317	
Downflow area (m ²)	1,580	
Hole / tower area (m ²)	0,009	
Hole / active area (m ²)	0,012	
Hole size (m)	0,005	
Weir length (m)	3,154	
Weir height (m)	0,051	
Downcomer clearance (m)	0,038	
Tray thickness (m)	0,002	
Bahan	Carbon steel SA 285 grade A	
Dimensi tangki		
	Tebal	
	Silinder (cm)	1,270
	Tutup atas & bawah (cm)	0,318
	Diameter (m)	4,267
	Tinggi (m)	6,154
	Jumlah (Buah)	1

50. Blower (G-511)

Nama	Blower 2 (G-511)
Fungsi	Menghembuskan udara luar ke dalam spray tower (D-320)
Type	Centrifugal Blower
Bahan	Carbon Steel
Kapasitas (m ³ /jam)	31.058
Jumlah (Buah)	1
Power (Kw)	265,94

51. Heat Exchanger (E-512)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Heat Echanger (E-512)	
Fungsi	Mempertukarkan panas aliran gas keluar kiln (B-330) dengan udara untuk spray dryer (D-320)	
Tipe	1-2 Shell and Tube Exchanger	
Jumlah (Buah)	1	
Bagian shell		
	ID (m)	0,9398
	Baffle spacing (m)	0,1880

Bagian tube		
	OD (cm)	1,91
	Jumlah (Buah)	1.072
	Ukuran	16 BWG; Panjang 28 in; 15/16 in triangular pitch
	Passes	8

52. Tangki Pengencer HCl 37% (M-530)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Tangki Pengencer HCl (M-530)
Fungsi		Mengencerkan HCl 37% menjadi HCl 20%
Bentuk		Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head dilengkapi dengan pengaduk
Kapasitas (m ³ /jam)		46,460
Jumlah (Buah)		2
Ukuran		
	Diameter (m)	2,905
	Tinggi (m)	4,343
	Tebal Shell (cm)	0,466
	Tebal tutup atas (cm)	0,794
	Tebal tutup bawah (cm)	0,794
Pengaduk		
	Jenis	Flat six blade turbine with disk
	Diameter (m)	2,90
	Power (HP)	2,74
	Jumlah (Buah)	1
	Kecepatan putar (rpm)	32,49
	Daya motor (HP)	64,68
Jaket		
	Tebal jaket (cm)	32,493
	Tebal tutup bawah (cm)	64,675

53. Pompa Recycle (L-531)

Spesifikasi		Keterangan
Nama		Pompa (L-531)
Fungsi		Memompa larutan HCl dari absorber ke tangki pengencer 37% (M-530)
Tipe alat		Centrifugal Pump
Bahan pipa		Steinless steel
Kapasitas (m ³)		48,58
Power pompa (HP)		2,18
Head pompa (m)		21,55
Power motor (HP)		2,42
Jumlah (Buah)		1
Ukuran pipa (in)		5

54. Tangki Penampung HCl 37% (F-532)

Nama	Tangki penampung HCl 37% (F-532)
Fungsi	Menampung semestara HCl 37% yang akan diencerkan ke dalam tangki pengenceran (M-530)
Tipe	Silinder tegak, tutup atas dished head, alas datar
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Kapasitas (m ³ /jam)	32.350
Dimensi Bejana :	
- Diameter (m)	5,66
- Tinggi (m)	9,51
- Tebal (cm)	1,11
Tutup atas torispherical :	
- Tebal (cm)	1,11
Alas bawah :	
- Tebal (cm)	1,91
Jumlah (buah)	6

55. Pompa HCl 37% (L-533)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa (L-533)
Fungsi	Memompa larutan HCl 37% dari tangki penampung (F-532) ke tangki pengenceran (M-530)
Tipe alat	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Steinless steel
Kapasitas (m ³)	46,77
Power Pompa (HP)	1,90
Head Pompa (m)	11,96
Power Motor (HP)	2,11
Jumlah (Buah)	1
Ukuran pipa (in)	6



BAB VI
ANALISA EKONOMI

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

Sebelum dilakukan analisa ekonomi, akan dideskripsikan terlebih dahulu bentuk dan organisasi perusahaan, peralatan dan utilitas proses yang mendukung perhitungan ekonomi pabrik. Pada bagian organisasi perusahaan terdapat rincian gaji tiap golongan beserta jumlah karyawan dan pada utilitas akan dijabarkan utilitas sebagai penunjang keberlangsungan proses produksi. Perhitungan analisa ekonomi secara keseluruhan dilampirkan pada appendiks D.

VI.1 Bentuk Dan Organisasi Perusahaan

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam mengoperasikan pabrik magnesium oksida yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) Perseroan terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi dalam beberapa saham dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Bentuk PT ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman bank.

2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pimpinan perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Pemilik modal adalah pemegang saham, sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini adalah sistem garis dan staf. Alasan penggunaan sistem ini adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan pemerintah sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
4. Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi nasihat dan saran kepada direktur.

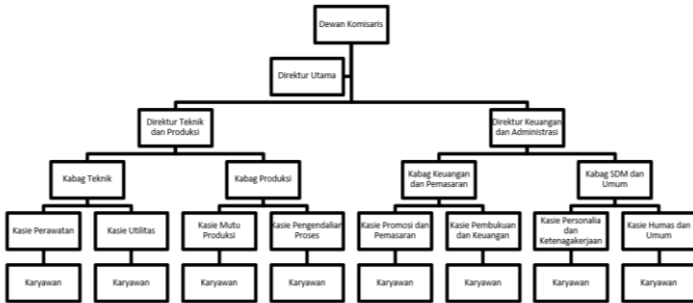
Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Pemegang saham
Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan/ Pemegang saham harus

menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham dan merekalah yang memilih dan menentukan direktur.

2. Dewan komisaris
Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.
3. Direktur utama
Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi serta penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.
4. Staf
Staf terdiri atas tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi, maupun pengawasan produksi
5. Bagian *Quality Control* (QC)
Bagian ini bertanggung jawab langsung pada direktur. Selain mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
6. Bagian promosi dan pemasaran
Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapatkan keuntungan optimum. Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.

7. Bagian penjualan dan perencanaan
Bagian ini bertugas mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku serta pihak pembeli produk dan mempersiapkan *order-order* pembelian/penjualan. Selain itu, pihak ini merancang perencanaan penjualan dan pembelian.
8. Bagian umum
Bagian umum bertugas untuk memeberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah. Bagian ini membawahi personalia, humas, kesehatan, keamanan dan transportasi.
9. Bagian produksi
Bagian produksi tugasnya adalah mengusahakan agar barang-barang produksi diproduksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing.
10. Bagian teknik
Bagian teknik bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan.
11. Bagian *safety health and environment*
Departemen ini bertanggung jawab terhadap perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan pabrik dan karyawan serta pencegahan kebakaran dan perlindungan lingkungan.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

VI.2 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.2.1 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada perusahaan ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta besarnya kedudukan dan tanggung jawab serta keahliannya.

a. Karyawan tetap

Adalah karyawan yang sudah diangkat sebagai karyawan tetap perusahaan berdasarkan surat keputusan direktur. Pembayaran upah didasarkan atas upah bulanan dan mendapat hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan-jaminan sosial yang diberikan perusahaan.

b. Karyawan tidak tetap

Adalah karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan paling lama tiga bulan, diterima sebagai pegawai berdasarkan nota persetujuan direktur utama atas pengajuan kepala yang membawahinya. Pembayaran upah berdasarkan atas upah bulanan, tetapi belum dapat hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan perusahaan.

c. Karyawan harian

Adalah karyawan yang bekerja secara harian atau borongan seperti buruh pengangkut barang, buruh bangunan dan lain-lain yang bekerja pada saat tertentu saja (pada saat dibutuhkan). Mereka bekerja berdasarkan nota persetujuan kepala yang membawahnya atas permintaan kepala bagian yang membutuhkannya.

VI.2.2 Jadwal Jam Kerja

Pembagian kerja pada pabrik magnesium oksida ini direncanakan bekerja selama 300 hari per tahun dengan waktu kerja sesuai penggolongan pegawai *non-shift* dan *shift*. Pembagian kerjanya adalah sebagai berikut :

1. Pegawai *non-shift*

Bekerja selama 5 hari dalam seminggu dan llibur pada hari sabtu, minggu dan hari besar. Ketentuan jam kerja sebagai berikut :

- Senin s/d Kamis = 07.30 WIB - 16.30 WIB
Istirahat = 12.00 WIB - 13.00 WIB
- Jum'at = 07.30 WIB - 17.00 WIB
Istirahat = 11.30 WIB - 13.00 WIB

2. Pegawai *shift*

Terdiri dari 4 *group shift* yaitu *shift* I, II, III, dan IV. Setiap harinya terdapat 3 *group* dan 1 *group* lainnya libur. Berikut jadwal pembagian jam kerja untuk pegawai yang *shift*

- *Shift* I = 07.00 WIB – 15.00 WIB
- *Shift* II = 15.00 WIB – 23.00 WIB
- *Shift* III = 23.00 WIB – 07.00 WIB
- *Shift* IV = *off*

Dalam satu periode waktu tertentu diatur sedemikian rupa sehingga jumlah libur antar *shift* sama dan semuanya mendapat jatah yang sama dalam *shift* pagi, sore maupun malam.

VI.2.3 Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah pembayaran yang diterima pihak karyawan dalam hal pembayaran di luar kesalahannya. Untuk membuat susunan yang baik dan kepuasan kerja yang tinggi, maka haruslah diperhatikan mengenai jaminan sosial dan kesejahteraan karyawan. Jaminan sosial yang diberikan perusahaan kepada karyawan adalah sebagai berikut :

a. Tunjangan

Tunjangan diberikan kepada karyawan tetap berupa uang dan dikeluarkan bersama-sama dengan gaji.

b. Fasilitas

Disediakan kendaraan antar-jemput untuk karyawan atau uang *transport* yang sesuai dengan golongannya. Untuk direktur dan manager lainnya disediakan fasilitas kendaraan dinas berupa kendaraan roda empat atau roda dua. Untuk seluruh karyawan setiap jam istirahat disediakan makan dan minum, sedangkan fasilitas-fasilitas lain yang perlu diberikan adalah :

- Kesejahteraan

Hal ini sangat diperhatikan oleh perusahaan dengan cara menyediakan balai pengobatan di lokasi *plant*.

- Perumahan dan lain-lain diatur sesuai dengan ketentuan yang berlaku dan petunjuk dari Departemen Tenaga Kerja berdasarkan undang-undang pemerintah.

VI.2.4 Absensi Karyawan

Mengingat akan kedisiplinan karyawan untuk menunjang kelancaran produksi maka perlu diadakan suatu peraturan absensi berupa cuti yang terdiri dari :

- Cuti selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan selambat-lambatnya satu bulan sebelumnya untuk dipertimbangkan lagi.

- Cuti hamil bagi karyawan wanita selama satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan.
- Keperluan dinas atas perintah atasan mengingat pertimbangan kondisi perusahaan.

VI.2.5 Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk terselenggaranya kinerja yang baik pada pabrik ini diuraikan sebagai berikut :

VI.1 Tingkat Pendidikan dan Jumlah Karyawan Tiap Jabatan pada Perusahaan

No	Jabatan	Pendidikan				Jumlah
		SMA/SMK	D3	S1	S2	
1.	Dewan Komisaris				√	3
2.	Direktur utama				√	1
3.	Direktur (terdiri dari direktur teknik dan produksi serta keuangan dan administrasi)			√		4
4.	Kabag (terdiri dari kabag teknik, produksi, pemasaran dan keuangan, SDM dan umum)			√		4
5.	Kasie (terdiri dari kasie perawatan, utilitas, mutu produksi, pengendalian)			√		8

	proses, promosi dan penjualan, pembukuan dan keuangan, ketenagakerjaan dan personalia serta humas dan umum)					
6.	<i>Supervisor</i>			√		5
7.	Kepala regu		√	√		3
8.	Operator ruangan		√	√		6
9.	Operator lapangan		√	√		24
	Karyawan :					
	a. <i>Maintenance</i>		√	√		10
	b. Laboratorium	√	√	√		10
	c. Pembukuan dan keuangan		√	√		3
	d. SDM		√	√		2
	e. Humas	√	√			2
	f. Kesehatan		√	√		3
	g. Keamanan	√				10
	h. Kebersihan	√				10

VI.2.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

Pembagian tingkat golongan bergantung pada banyak hal seperti jabatan, masa kerja, prestasi, dan lainnya.

VI.2.7 Sistem Pengupahan

Sistem pengupahan karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja. Sistem penggajian tersebut diatur sebagai berikut :

- a. Gaji Bulanan
Gaji bulanan diberikan kepada karyawan bulanan tetap sesuai dengan bidangnya, kedudukannya serta keahlian yang dimilikinya
- b. Gaji Harian
Gajian harian diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya.
- c. Gaji Borongan
Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan.

Berikut tabel gaji berdasarkan lulusan dan jabatan yang sedang diemban dalam perusahaan:

Tabel VI.2 Besar gaji yang Diterima tiap Jabatan

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah	Gaji/tahun
1.	Dewan komisaris	Rp 40.000.000,00	3	Rp 1.440.000.000,00
2.	Direktur utama	Rp 30.000.000,00	1	Rp 360.000.000,00
3.	Direktur teknik dan produksi	Rp 25.000.000,00	2	Rp 600.000.000,00
4.	Direktur keuangan dan administrasi	Rp 20.000.000,00	2	Rp 480.000.000,00
5.	Kabag (terdiri dari kabag teknik, produksi	Rp 12.000.000,00	4	Rp 576.000.000,00

	pemasaran, keuangan, SDM dan umum)			
	Kasie (terdiri dari kasie perawatan, utilitas, mutu produksi, pengendalian proses, promosi dan penjualan, pembukuan dan keuangan, ketenagakerjaan dan personalia serta humas dan umum)	Rp 10.000.000,00	8	Rp 960.000.000,00
6.	<i>Supervisor</i>	Rp 8.000.000,00	5	Rp 480.000.000,00
7.	Kepala regu	Rp 6.000.000,00	3	Rp 216.000.000,00
8.	Operator ruangan	Rp 5.000.000,00	6	Rp 360.000.000,00
9.	Operator lapangan	Rp 5.000.000,00	24	Rp 1.440.000.000,00
10	Karyawan			
	a. <i>Mainten ance</i>	Rp 4.000.000,00	10	Rp 480.000.000,00
	b. Laboratorium	Rp 3.000.000,00	10	Rp 360.000.000,00
	c. Pembukuan dan keuangan	Rp 3.000.000,00	3	Rp 108.000.000,00

d.	SDM	Rp 3.000.000,00	2	Rp 72.000.000,00
e.	Humas	Rp 3.000.000,00	2	Rp 72.000.000,00
f.	Kesehatan :			
	• Dokter	Rp 4.000.000,00	1	Rp 48.000.000,00
	• Perawat	Rp 2.500.000,00	2	Rp 60.000.000,00
g.	Keamanan	Rp 2.000.000,00	10	Rp 240.000.000,00
h.	Kebersihan	Rp 1.500.000,00	10	Rp 180.000.000,00
Total		Rp187.000.000,00	108	Rp 8.532.000.000,00

VI.2.8 Sarana Penunjang dan Fasilitas Kesejahteraan

Perusahaan yang didirikan dilengkapi dengan sarana-sarana penunjang untuk kelancaran pabrik, yaitu :

- a. Keamanan

Sarana ini di-*handle* oleh beberapa orang *security* yang bertugas untuk menjaga keamanan dan ketertiban di area pabrik beserta perumahan karyawan.
- b. Perumahan bagi karyawan di lokasi dekat area pembangkit tenaga listrik untuk golongan tertentu agar memudahkan pengendalian perumahan apabila terjadi sesuatu yang bersifat darurat.
- c. Sarana kesehatan yang meliputi :
 - Klinik darurat, terletak di sekitar pabrik sebagai pertolongan pertama bila terjadi kecelakaan.
 - Poliklinik berfungsi untuk memperoleh pelayanan kesehatan bagi karyawan dan keluarganya dengan dokter perusahaan.
- d. Masjid yang berfungsi sebagai tempat ibadah karyawan khususnya yang beragama muslim.
- e. Kantin dan koperasi karyawan yang berfungsi untuk memenuhi kebutuhan pokok dan makanan sehari-hari karyawan.

- f. Unit *hydrant* yang berfungsi untuk mengatasi kemungkinan terjadinya kebakaran.
- g. Unit kendaraan untuk transposratsi karyawan.
- h. Keuangan dan cuti

Finansial yang diberikan kepada karyawan meliputi :

- Gaji setiap bulan sesuai dengan *grade*
- Premi *shift* berdasarkan jabatan dan yang lembur bagi karyawan *shift* sesuai gaji dasar.
- THR dan uang cuti tahunan.

Untuk karyawan yang sudah pension disediakan pesangon. Untuk kesempatan cuti, karyawan mendapat kesempatan cuti 12 hari kerja setiap tahun dan setiap 3 tahun mendapat cuti 21 hari kerja. Untuk karyawan non-staff hak cuti tahunan sama tetapi cuti besar dapat dilakukan setiap 5 tahun sekali.

VI.3 Utilitas Proses

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pembangkit Listrik Tenaga Panas Bumi ini meliputi :

- a. Air yang digunakan untuk keperluan

- 1. Media pendingin

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut :

- Air tidak dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah.

- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu.
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan.
- Tidak mudah terdekomposisi.

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- *Hardness* : memeberikan efek pada pembentukan kerak
- Zat-zat organik : penyebab *slime*
- Silika : penyebab kerak

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan dan mencegah kerak, zat organik dan korosi.

2. Perumahan dan keperluan sanitasi *plant*

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah terlebih dahulu agar tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pembangkit listrik tenaga panas bumi ini digunakan untuk kepentingan air sanitasi meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat fisik

- Suhu dibawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/L

- b) Syarat kimia
 - pH = 6,5 – 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO₄, Hg, Cu dan sebagainya
 - c) Syarat bakteriologi
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri E.Coli kurang dari 1/100 ml
 - b. Pengolahan limbah
- Limbah yang terbentuk dari kegiatan *plant* ini adalah :
1. Limbah penggunaan air untuk perumahan dan laboratorium
 2. Limbah air panas dari bumi yang diendapkan siikanya

Limbah jenis ini ditreatment di *collecting pit waste* dimana seluruh air panas akan dikumpulkan terlebih dahulu di suatu kolam penampung sebelum dialirkan ke *reinjection well* tempat dimana dikembalikan ke dalam bumi.

VI.4 Analisa Ekonomi

VI.4.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan Pembangkit Listrik Tenaga Panas Bumi ini, digunakan beberapa asumsi antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 2 tahun biaya pengeluaran, yaitu biaya peralatan, bangunan, lahan, yang terinci dalam modal tetap dan modal kerja
- Eskalasi biaya produksi yang meliputi biaya produksi langsung, biaya *plant overhead*, biaya pengeluaran umum dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4,36 % setiap tahun

- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12,5 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 4,33 tahun.
- Penyusutan investasi alat dan bangunan terjadi dalam waktu 20 tahun secara *straight line*
- Masa evaluasi ekonomi PLTP (Pembangkit Listrik Tenaga Panas Bumi) yaitu selama 20 tahun

Tabel VI.3 Parameter Perhitungan Ekonomi

PARAMETER	Nilai	Keterangan
Pajak pendapatan (pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)	30 %	/tahun
Inflasi (bi.go.id)	4,36 %	/tahun
Depresiasi	5 %	/tahun
Bunga Pinjaman	12,5 %	/tahun
OPERASI		
Hari Operasi	300	Hari
Modal Sendiri (40 %)	1,026,278,610,154	Rupiah
Modal Pinjam (60 %)	1,539,417,915,232	Rupiah

VI.4.2 Analisis Keuangan

Anallisa keuangan yang digunakan pada pembangkit listrik tenaga panas bumi ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pembangkit listrik tenaga panas bumi terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran

kas/kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendix D.

Tabel VI.4 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi untuk Pabrik MgO

IRR	27,99%
<i>Pay Out Time</i> (tahun)	4,48
BEP	17,11 % kapasitas produksi

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*), yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*) = Rp 2,309,126,872,847
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*) = Rp 256,569,652,539
2. Penentuan biaya produksi (*Total production cost, TPC*) yang terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*) = Rp 716,497,576,106
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General expenses*) = Rp 107,062,856,200
3. Biaya total
 Perhitungan biaya total ini digunakan untuk mengetahui berapa besarnya semua biaya yang dikeluarkan perusahaan, Selain itu, digunakan juga untuk mengetahui besarnya nilai titik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :
 - a. Biaya tetap (*Fixed Cost, FC*)=Rp. 180,111,896,082
 - b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabke Cost, SVC*) =Rp. 301,627,269,018
 - c. Biaya Variable (*Variable Cost, VC*) =Rp. 488,034,562,994



BAB VII

KESIMPULAN

BAB VII KESIMPULAN

Dari analisa ekonomi dan evaluasi teknis didapatkan hasil yaitu Pabrik Magnesium Oksida ini direncanakan beroperasi selama 24 jam/hari dalam 300 hari/tahun yang apabila diringkas menjadi sebagai berikut :

1. Kapasitas produksi = 76.000 ton/tahun
2. Bahan baku slag ferronickel = 38,5 ton/jam
3. Bentuk perusahaan = Perseroan Terbatas
4. Struktur organisasi = Garis dan Staff
5. Lokasi pabrik = Kecamatan Pomalaa
Kabupaten Kolaka, Sulawesi Tenggara
6. Pembiayaan
 - o Modal tetap = Rp2,309,126,872,847
 - o Modal kerja = Rp256,569,652,539
 - o Total investasi akhir = Rp2.731.793.963.093
 - o Biaya produksi per tahun = Rp814.119.326.299
 - o Total penjualan per tahun = Rp3.304.125.000.000
7. Analisa ekonomi
 - o *Internal Rate of Return* (IRR) = 27,99%
 - o *Pay Out Time* (POT) = 4,48 tahun
 - o *Break Even Point* (BEP) = 17,11%

Dari hasil analisa ekonomi yang telah dilakukan, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Ananth, Konakalla. 2013. "Design and Selecting The Proper Conveyor-Belt". International Journal of Advanced Engineering Technology.
- Austin, George T. 1984. "Shreve's Chemical Process Industries". Singapore : Mc. Graw Hill Book Company.
- Backhurst,J.R. 1973. "Process Plant Design". London : Heinemann Education Books Ltd.
- B.Kohlhaas. 1983. "Cement Engineers' Handbook". Berlin : Bauverlag GMBH.
- Boateng,A.A. 2016 "Rotary Kilns Transport Phenomena and Transport Processes". Oxford : Elsevier.
- Bridgestone."Conveyor Belt Design". Tokyo: Bridgestone Corporation.
- Brown, George Granger. 1950. "Unit Operations" New York: John Wiley and Son IncNew York.
- Brownell, Young. 1959. "Process Equipment Design". New York : John Wiley and Sons.
- Coulson & Richardson. 1959. "Chemical Engineering Design". New York : John Wiley and Sons.
- Dean, John A. 1972. "Lange's Handbook Of Chemistry".15th Edition. New York : Mc. Graw Hill Book Company.
- Deolalkar,S.P. 2009. "Handbook for Designing Cement Plants". Delhi : BS Publication
- Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia.
- Fenner Dunlop. 2009. "Conveyor Handbook" . Dunlop : Australia.
- Geankoplis, Christie J. 1993. "Transport Processes and Unit Operations". 3rd edition. New York : Prentice Hall, Inc.

- Himmelblau, D. M., 1989. "Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering". 5th edition. London : Prentice Hall Inc.
- Kern, D. Q. 1965. "Process Heat Transfer". Japan : Mc. Graw Hill Book Company
- Mc. Cabe. 1976. "Unit Operation for Chemical Engineering". 3rd edition. New York : Mc. Graw Hill Book Company.
- Mujumdar, Arun S, .1995. "Handbook Of Industrial Drying". 2nd Edition Vol.1. New York : Marcel Dekker Inc.
- Othmer, Kirk. 1982. "Encyclopedia Of Chemical Technology". 3rd Editon. Canada : John Wiley and Son Inc.
- Perry, Robert H. dan Don Green. 1984. "Perry's Chemical Engineering Handbook". 5th editon. New York : Mc. Graw Hill International Edition.
- Peters, M. S, dan Timmerhaus, K. D. 1990. "Plant Design and Economics for Chemical Engineering". 4th edition. Singapore : Mc. Graw Hill Book Company.
- Stanley M. Walas. 1988. "Chemical Process Equipment". London : Butterworth Publishers,
- Ulrich, G. D, A. 1984. "Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic". New York : John Wiley and Sons.
- Van Ness, Smith. 1987. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics". 4th edition. Singapore : International Edition, Mc. Graw Hill Book Company.
- Sumber informasi lainnya :
- www.BPS.go.id
 - www.magspecialties.com
 - www.matche.com
 - www.tekmira.esdm.go.id
 - www.infomine.com



LAMPIRAN

BIOGRAFI PENULIS



HALIMATUSSA'DIYAH dilahirkan di Kabupaten Magetan pada 30 Oktober 1997. Penulis merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal sejak tahun 2003 di SDN Panekan III, 2009 di SMP N 1 Panekan dan 2012 di SMA N 1 Magetan. Setelah lulus dari SMA, penulis meneruskan pendidikannya di jurusan teknik kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya pada tahun 2015. Semasa kuliah penulis mempunyai hobi memasak dan bermain badminton. Selain itu, penulis juga pernah melaksanakan kerja praktik di P.T. Pupuk Kalimantan Timur Bontang. Tugas akhir sebagai syarat kelulusan jenjang S-1 ditempuh penulis di laboratorium Elektrokimia dan Korosi, di bawah bimbingan Prof.Dr.Ir.Heru Setyawan, M.Eng. dan Dr.Wdiyastuti, S.T.,M.T dengan judul Pra-Perancangan Desain Pabrik Kimia Magnesium Oksida dari Slag Ferronickel. Penulis dapat dihubungi melalui email halimah.dyah92@gmail.com

BIOGRAFI PENULIS



AHMAD HADI MUHARROM dilahirkan di Jombang pada 29 Mei 1997. Penulis merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal sejak tahun 2003 di SDN Kutisari II/269, 2009 di SMPN 35 Surabaya dan 2012 di SMAN 15 Surabaya. Setelah lulus dari SMA, penulis meneruskan pendidikan formalnya di jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya pada tahun 2015. Semasa kuliah penulis mempunyai hobi membaca dan berenang. Selain itu, penulis juga pernah melaksanakan kerja praktik di P.T. Pupuk Kalimantan Timur Bontang. Tugas akhir sebagai syarat kelulusan jenjang S-1 ditempuh penulis di laboratorium Elektrokimia dan Korosi, di bawah bimbingan Prof.Dr.Ir.Heru Setyawan, M.Eng. dan Dr.Wdiyastuti, S.T.,M.T dengan judul Pra-Perancangan Desain Pabrik Kimia Magnesium Oksida dari Slag Ferronickel. Penulis dapat dihubungi melalui email ahmadgoahead1@gmail.com

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

1. Kapasitas produksi = 76.000 ton/tahun
2. Waktu operasi = 300 hari
3. Jam kerja = 24 jam
4. Jumlah produksi MgO = 10.556 kg/jam
5. Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Tabel A.1 Komposisi Feed Ferronickel Slag Sebagai Bahan Baku

No	Komponen	%wt
1	MgO	30,66
2	Fe	8,92
3	CaO	2,49
4	Al ₂ O ₃	2,4
5	Cr ₂ O ₃	0,72
6	Ni	0,08
7	SiO ₂	54,73
TOTAL		100

(Sumber: PT Aneka Tambang Pomalaa)

Tabel A.2 Berat Molekul Senyawa

No	Komponen	BM (kg/kmol)	No	Komponen	BM (kg/kmol)
1	MgO	40,3	15	Fe(OH) ₃	106,85
2	Fe	55,85	16	CaCl ₂	111,08
3	CaO	56,08	17	AlCl ₃	133,5
4	Al ₂ O ₃	102	18	CrCl ₃	158,5
5	Cr ₂ O ₃	152	19	NiCl ₂	129,7
6	Ni	58,7	20	Al(OH) _{3 (aq)}	78
7	SiO ₂	60,09	21	Al(OH) _{3 (s)}	78
8	HCl	36,5	22	Cr(OH) _{3 (aq)}	103
9	H ₂ O	18	23	Cr(OH) _{3 (s)}	103
10	O ₂	32	24	NiO	74,7
11	N ₂	28	25	Fe ₂ O ₃	159,7
12	H ₂ O	18	26	MgCl ₂ .6H ₂ O	203,3
13	MgCl ₂	95,3	27	CaCl ₂ .6H ₂ O	219,08

14	FeCl ₂	126,85	28	NiCl ₂ .6H ₂ O	237,7
----	-------------------	--------	----	--------------------------------------	-------

Dalam pengerjaan Pra-Desain Pabrik ini dihitung dengan menggunakan persamaan neraca massa (*material balance*) dengan rumus sebagai berikut :

$$Accumulation = In - Out + Generation - Consumption \quad (1)$$

Dengan anggapan *steady state*, maka *Accumulation* = 0 sehingga

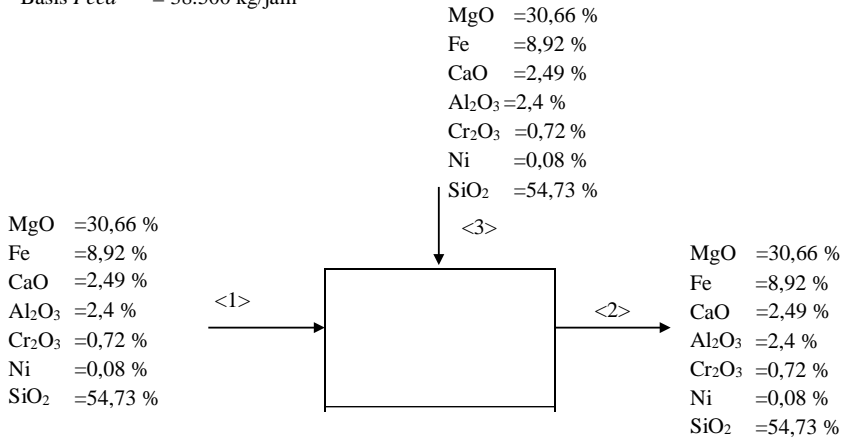
$$0 = In - Out + Generation - Consumption \quad (2)$$

$$Out + Consumption = In + Generation \quad (3)$$

Dibawah ini adalah perhitungan neraca massa untuk masing-masing alat

1. HAMMER MILL

Basis *Feed* = 38.500 kg/jam



<1> = Bahan baku *slag* yang masuk sebesar 38.500 kg/jam pada arus <1>. Sehingga massa masing-masing komponen bisa dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Massa MgO } <1> &= \% \text{ wt MgO } <1> \times \text{Feed rate slag ferronickel } <1> \\ &= (30,66\%) \times 38.500 \text{ kg} \\ &= 11804,1 \text{ kg} \end{aligned}$$

<3> = Arus *recycle* dari *screen* 1 dengan asumsi 10% dari arus <2> yang masuk ke *screen* 1 tidak lolos dan *direcycle* masuk ke *hammer mill* kembali, sehingga perhitungan arus <3> yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Arus } \langle 3 \rangle &= 10\% \times \text{ arus } \langle 2 \rangle \\ \text{Arus } \langle 3 \rangle \text{ MgO} &= 10\% \times \text{ arus } \langle 2 \rangle \text{ MgO} \\ \text{Arus } \langle 3 \rangle \text{ MgO} &= 10\% \times 13115,65833 \text{ kg} \\ \text{Arus } \langle 3 \rangle \text{ MgO} &= 1311,55833 \text{ kg} \end{aligned}$$

$\langle 2 \rangle$ = Arus slag ferronickel yang keluar dari hammer mill

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

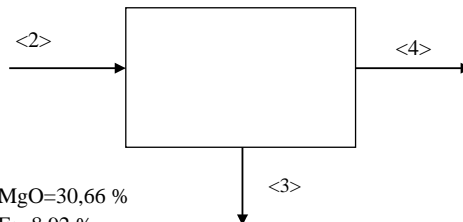
$$\text{Arus } \langle 2 \rangle = \text{Arus } \langle 1 \rangle + \text{Arus } \langle 3 \rangle$$

*Catatan : Pada arus $\langle 2 \rangle$ dan arus $\langle 3 \rangle$ perhitungannya menggunakan goal seek pada Microsoft excel

No	Komponen	$\langle 1 \rangle$		$\langle 3 \rangle$		$\langle 2 \rangle$	
		Xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,3066	11804,1	0,3066	1311,55833	0,3066	13115,65833
2	Fe	0,0892	3434,2	0,0892	381,575352	0,0892	3815,775352
3	CaO	0,0249	958,65	0,0249	106,51599	0,0249	1065,16599
4	Al ₂ O ₃	0,024	924	0,024	102,666014	0,024	1026,666014
5	Cr ₂ O ₃	0,0072	277,2	0,0072	30,7998042	0,0072	307,9998042
6	Ni	0,0008	30,8	0,0008	3,42220047	0,0008	3,42220047
7	SiO ₂	0,5473	21071,05	0,5473	2341,21289	0,5473	23412,26289
TOTAL		1	38500	1	4277,75058	1	42777,50585

2. SCREEN 1

MgO =30,66 %
 Fe =8,92 %
 CaO =2,49 %
 Al₂O₃=2,4 %
 Cr₂O₃ =0,72 %
 Ni =0,08 %
 SiO₂ =54,73 %



MgO=30,66 %
 Fe=8,92 %
 CaO=2,49 %
 Al₂O₃=2,4 %
 Cr₂O₃=0,72 %
 Ni=0,08 %
 SiO₂ = 54,73%

MgO =30,66 %
 Fe =8,92 %
 CaO =2,49 %
 Al₂O₃=2,4 %
 Cr₂O₃ =0,72 %
 Ni =0,08 %
 SiO₂ =54,73 %

- <2> = Arus slag ferronickel yang keluar dari hammer mill
 <3> = Arus recycle dari screen 1 dengan asumsi 10% dari arus <2> yang masuk ke screen 1 tidak lolos dan direcycle masuk ke hammer mill kembali, sehingga perhitungan arus

<3> yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Arus } <3> &= 10\% \times \text{ arus } <2> \\ \text{Arus } <3> \text{ MgO} &= 10\% \times \text{ arus } <2> \text{ MgO} \\ \text{Arus } <3> \text{ MgO} &= 10\% \times 13115,65833 \text{ kg} \\ \text{Arus } <3> \text{ MgO} &= 1311,55833 \text{ kg} \end{aligned}$$

- <4> = Arus keluar dari screen 1 dan kemudian masuk kedalam ball mill 1

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } <4> + \text{Arus } <3> = \text{Arus } <2>$$

$$\text{Arus } <4> = \text{Arus } <2> - \text{Arus } <3>$$

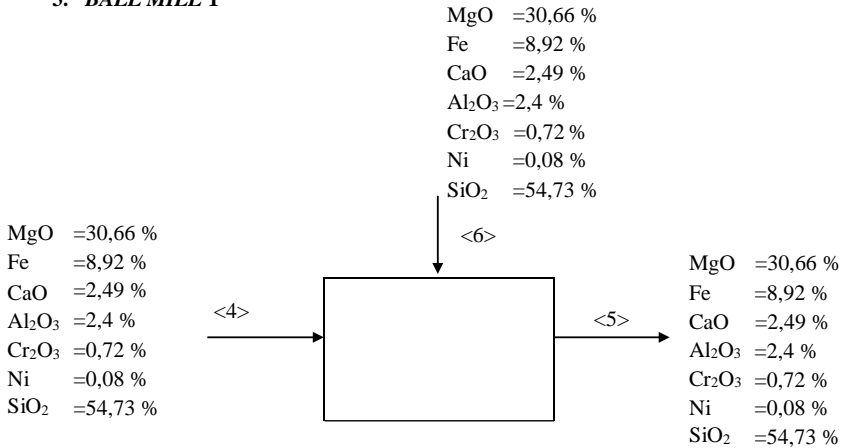
$$\text{Arus } <4> \text{ MgO} = \text{Arus } <2> \text{ MgO} - \text{Arus } <3> \text{ MgO}$$

$$\text{Arus } <4> \text{ MgO} = 13115,5833 \text{ kg} - 1311,5583 \text{ kg}$$

$$\text{Arus } <4> \text{ MgO} = 11804,025 \text{ kg}$$

No	Komponen	<2>		<3>		<4>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,3066	13115,5833	0,3066	1311,5583	0,3066	11804,025
2	Fe	0,0892	3815,75352	0,0892	381,57535	0,0892	3434,1782
3	CaO	0,0249	1065,1599	0,0249	106,51599	0,0249	958,64391
4	Al ₂ O ₃	0,024	1026,66014	0,024	102,66601	0,024	923,99413
5	Cr ₂ O ₃	0,0072	307,998042	0,0072	30,799804	0,0072	277,19824
6	Ni	0,0008	34,2220047	0,0008	3,4222005	0,0008	30,799804
7	SiO ₂	0,5473	23412,1289	0,5473	2341,2129	0,5473	21070,916
TOTAL		1	42777,5058	1	4277,7506	1	38499,755

3. BALL MILL 1



<4> = Arus slag ferronickel yang keluar dari screen 1

<6> = Arus recycle dari screen 2 dengan asumsi 10% dari arus <5> yang masuk ke screen 2 tidak lolos dan direcycle masuk ke hammer mill kembali, sehingga perhitungan arus <6> yaitu :

$$\text{Arus } <6> = 10\% \times \text{ arus } <5>$$

$$\text{Arus } <6> \text{ MgO} = 10\% \times \text{ arus } <5> \text{ MgO}$$

$$\text{Arus } <3> \text{ MgO} = 10\% \times 13115,5 \text{ kg}$$

$$\text{Arus } <3> \text{ MgO} = 1311,5499 \text{ kg}$$

<5> = Arus keluar dari ball mill dan kemudian masuk kedalam screen 2

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

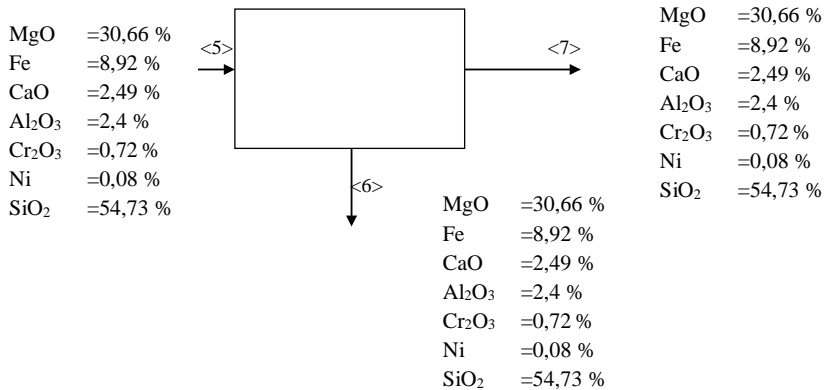
$$\text{Arus } <5> = \text{Arus } <4> + \text{Arus } <6>$$

*Catatan : Pada arus <5> dan arus <6> perhitungannya menggunakan goal seek pada Microsoft excel

No	Komponen	<4>		<6>		<5>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,3066	11804,025	0,3066	1311,54999	0,3066	13115,5

2	Fe	0,0892	3434,17817	0,0892	381,572927	0,0892	3815,7293
3	CaO	0,0249	958,643906	0,0249	106,515313	0,0249	1065,1531
4	Al ₂ O ₃	0,024	923,994126	0,024	102,665362	0,024	1026,6536
5	Cr ₂ O ₃	0,0072	277,198238	0,0072	30,7996085	0,0072	307,99608
6	Ni	0,0008	30,7998042	0,0008	3,42217872	0,0008	34,221787
7	SiO ₂	0,5473	21070,9161	0,5473	2341,19802	0,5473	23411,98
TOTAL		1	38499,7553	1	4277,7234	1	42777,234

4. SCREEN 2



<5> = Arus slag ferronickel yang masuk dari ball mill

<6> = Arus recycle dari screen 2 dengan asumsi 10% dari arus <5> yang masuk ke screen 2 tidak lolos dan direcycle masuk ke ball mill kembali, sehingga perhitungan arus <6> yaitu :

$$\text{Arus } <6> = 10\% \times \text{ arus } <5>$$

$$\text{Arus } <6> \text{ MgO} = 10\% \times \text{ Arus } <5> \text{ MgO}$$

$$\text{Arus } <6> \text{ MgO} = 10\% \times 13115,5 \text{ kg}$$

$$\text{Arus } <6> \text{ MgO} = 1311,55 \text{ kg}$$

<7> = Arus keluar dari screen 1 dan kemudian masuk kedalam ball mill 1

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } \langle 7 \rangle + \text{Arus } \langle 6 \rangle = \text{Arus } \langle 5 \rangle$$

$$\text{Arus } \langle 7 \rangle = \text{Arus } \langle 5 \rangle - \text{Arus } \langle 6 \rangle$$

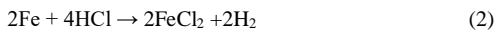
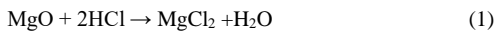
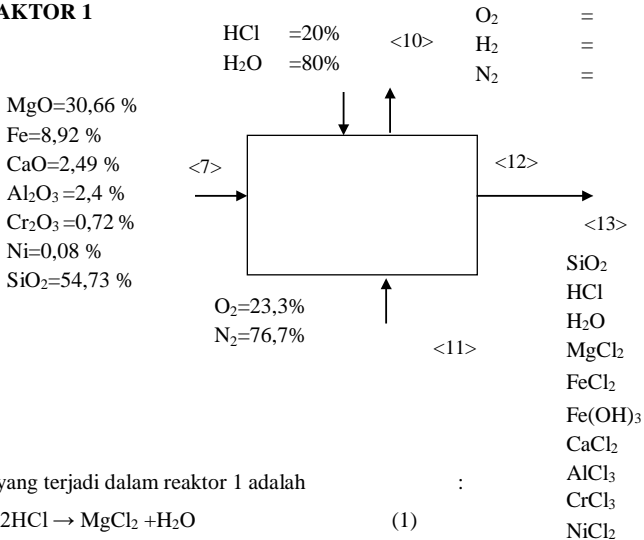
$$\text{Arus } \langle 7 \rangle \text{ MgO} = \text{Arus } \langle 5 \rangle \text{ MgO} - \text{Arus } \langle 6 \rangle \text{ MgO}$$

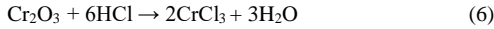
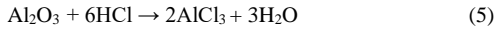
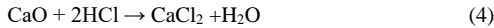
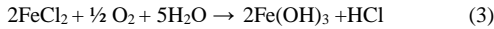
$$\text{Arus } \langle 7 \rangle \text{ MgO} = 13115,5 \text{ kg} - 1311,55 \text{ kg}$$

$$\text{Arus } \langle 7 \rangle \text{ MgO} = 11803,95 \text{ kg}$$

No	Komponen	<5>		<6>		<7>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,3066	13115,5	0,3066	1311,55	0,3066	11803,95
2	Fe	0,0892	3815,7293	0,0892	381,57293	0,0892	3434,1563
3	CaO	0,0249	1065,1531	0,0249	106,51531	0,0249	958,63781
4	Al ₂ O ₃	0,024	1026,6536	0,024	102,66536	0,024	923,98825
5	Cr ₂ O ₃	0,0072	307,99608	0,0072	30,799608	0,0072	277,19648
6	Ni	0,0008	34,221787	0,0008	3,4221787	0,0008	30,799608
7	SiO ₂	0,5473	23411,98	0,5473	2341,198	0,5473	21070,782
TOTAL		1	42777,234	1	4277,7234	1	38499,511

5. REAKTOR 1





<7> = Arus yang masuk dari *screen* 2

<11> = Arus udara yang digunakan dalam reaksi, diasumsikan 10% berlebih. Jadi, untuk menghitung arus <11>, dalam hal ini menghitung O₂ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Massa O}_2 <11> &= \text{mol O}_2 \text{ yang digunakan untuk reaksi} \times \text{BM O}_2 \times 110\% \\ &= 15,37223 \text{ kmol} \times 32 \text{ kg/kmol} \times 110\% \\ &= 541,102522 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara yang masuk} &= \frac{\text{Massa O}_2 \text{ yang masuk arus } <11>}{\% \text{wt O}_2 \text{ yang masuk arus } <11>} \\ &= \frac{541,102522 \text{ kg}}{23,2\%} \\ &= 2322,32842 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa N}_2 <11> &= \% \text{ wt N}_2 <11> \times \text{Massa udara } <11> \\ &= 73,3\% \times 2322,32842 \text{ kg} \\ &= 1781,2259 \text{ kg} \end{aligned}$$

<10> = Arus HCl 20% yang masuk ke dalam reaktor 1. Untuk menghitung HCl yang dibutuhkan, maka dapat digunakan perhitungan :

MgO	+	2HCl	→	MgCl2	+	H2O
292,90198						
292,90198		585,804		292,902		292,902
0				292,902		292,902

2Fe	+	4HCl	→	2FeCl2	+	2H2
61,488923						
61,488923		122,9778		61,48892		61,48892
0				61,48892		61,48892

2FeCl2	+	1/2O2	+	5H2O	→	2Fe(OH)3	+	4HCl
61,488923								
61,488923		15,37223		153,7223		61,48892		122,9778
0						61,48892		122,9778

CaO	+	2HCl	→	CaCl₂	+	H₂O
17,094112						
17,094112		34,18822		17,09411		17,09411
0				17,09411		17,09411

Al₂O₃	+	6HCl	→	2AlCl₃	+	3H₂O
9,0587084						
9,0587084		54,35225		18,11742		27,17613
0				18,11742		27,17613

Cr₂O₃	+	6HCl	→	2CrCl₃	+	3H₂O
1,823661						
1,823661		10,94197		3,647322		5,470983
0				3,647322		5,470983

Ni	+	2HCl	→	NiCl₂	+	H₂
0,5246952						
0,5246952		1,04939		0,524695		0,524695
0				0,524695		0,524695

Out + Consumption = In + Generation

0 + (mol HCl reaksi 1 + mol HCl reaksi 2 + mol HCl reaksi 4 + mol HCl reaksi 5 + mol HCl reaksi 6 + mol HCl reaksi 7) x BM HCl = In + 0

Massa HCl <10> = (mol HCl reaksi 1 + mol HCl reaksi 2 + mol HCl reaksi 4 + mol HCl reaksi 5 + mol HCl reaksi 6 + mol HCl reaksi 7) x BM HCl
= (585,8039678 kmol + 122,9778459 kmol + 15,37223073 kmol + 34,18822447 kmol + 54,35225026 kmol + 10,94196617 kmol + 1,049390408 kmol) x 36,5 kg/kmol
= 29539,948 kg

$$\text{massa arus } <10> = \frac{\text{massa HCl yang masuk arus } <10>}{\%wt \text{ HCl yang masuk arus } <10>}$$

$$\text{massa arus } <10> = \frac{29539,948 \text{ kg}}{20\%}$$

$$= 147699,74 \text{ kg}$$

Massa H₂O <10> = % wt H₂O x massa arus <10>

$$= 80\% \times 147699,74 \text{ kg}$$

$$= 118159,792 \text{ kg}$$

<13> = Arus *slurry* yang keluar dari reaktor 1, arus ini dapat dihitung dengan rumus :

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

- Massa H₂O <13> + (mol H₂O reaksi 3 x BM H₂O) = Massa H₂O <10> + ((mol H₂O reaksi 1 + mol H₂O reaksi 4 + mol H₂O reaksi 5 + mol H₂O reaksi 6 + mol H₂O reaksi 7) x BM H₂O)

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} <13> &= 118159,792 \text{ kg} + ((292,9019839 \text{ kmol} + 61,48892293 \text{ kmol} + \\ &61,48892293 \text{ kmol} + 17,09411223 \text{ kmol} + 27,17612513 \text{ kmol} + \\ &5,470983086 \text{ kmol} + 0,524695204 \text{ kmol} - 153,7223 \text{ kmol}) \times 18 \\ &\text{ kg/kmol} \\ &= 121560,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Massa HCl <13> + (mol HCl reaksi 1 + mol HCl reaksi 2 + mol HCl reaksi 4 + mol HCl reaksi 5 + mol HCl reaksi 6 + mol HCl reaksi 7) x BM HCl = Massa HCl <10> + (Mol HCl reaksi 3 x BM HCl)

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl} <13> &= 29539,948 \text{ kg} + ((30,74446 \text{ kmol} - 585,8039678 \text{ kmol} - \\ &122,9778459 \text{ kmol} - 15,37223073 \text{ kmol} - 122,9778 \text{ kmol} - \\ &54,35225026 \text{ kmol} - 10,94196617 \text{ kmol} - 1,049390408 \text{ kmol}) \times \text{BM} \\ &\text{HCl}) \\ &= 4488,6914 \text{ kg} \end{aligned}$$

No	Komponen	<7>		<10>		<11>		<13>		<12>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,3066	11803,95	0	0	0	0	0	0	0	0
2	Fe	0,0892	3434,15635	0	0	0	0	0	0	0	0
3	CaO	0,0249	958,637814	0	0	0	0	0	0	0	0
4	Al ₂ O ₃	0,024	923,988254	0	0	0	0	0	0	0	0
5	Cr ₂ O ₃	0,0072	277,196476	0	0	0	0	0	0	0	0
6	Ni	0,0008	30,7996085	0	0	0	0	0	0	0	0
7	SiO ₂	0,5473	21070,7822	0	0	0	0	0,112939	21070,782	0	0
8	HCl	0	0	0,2	29539,948	0	0	0,024059	4488,6914	0	0
9	H ₂ O	0	0	0,8	118159,792	0	0	0,651564	121560,37	0	0
10	O ₂	0	0	0	0	0,233	541,102522	0	0	0,025169	49,191138
11	N ₂	0	0	0	0	0,767	1781,2259	0	0	0,911372	1781,2259
12	H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0,063459	124,02724
13	MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0,149617	27913,559	0	0
14	FeCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

15	Fe(OH) ₃	0	0	0	0	0	0	0,035216	6570,0914	0	0
16	CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0,010178	1898,814	0	0
17	AlCl ₃	0	0	0	0	0	0	0,012964	2418,6751	0	0
18	CrCl ₃	0	0	0	0	0	0	0,003099	578,10055	0	0
19	NiCl ₂	0	0	0	0	0	0	0,000365	68,052968	0	0
TOTAL		1	38499,5106	1	147699,74	1	2322,32842	1	186567,13	1	1954,4443

6. FILTER I

SiO₂ = 11,2939%

HCl = 2,4059%

H₂O = 65,1564%

MgCl₂ = 14,9617%

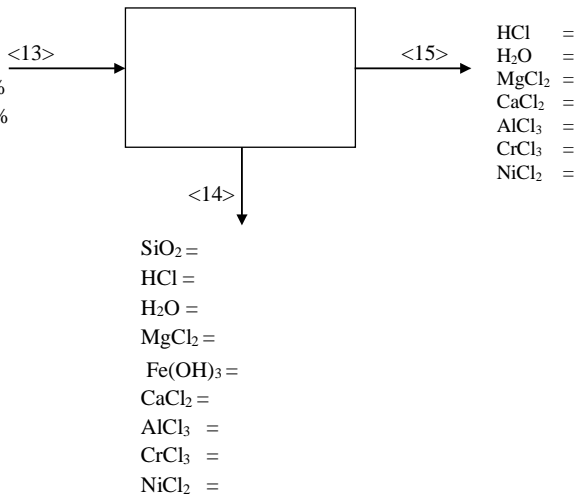
Fe(OH)₃ = 3,5216%

CaCl₂ = 1,0178%

AlCl₃ = 1,2964%

CrCl₃ = 0,3099%

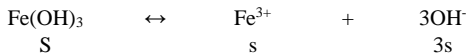
NiCl₂ = 0,0365%



<13> = Arus yang keluar dari reaktor 1

<14> = Cake yang keluar dari filter 1.

Pada arus <13> SiO₂ berbentuk solid. Sehingga, semua SiO₂ yang masuk ke filter I akan tersaring. Sedangkan untuk mencari massa Fe(OH)₃ yang mengendap, maka :



$$K_{sp} = [\text{Fe}^{3+}][\text{OH}^-]^3$$

$$2,79 \times 10^{-39} = (\text{s})(3\text{s})^3$$

$$2,79 \times 10^{-39} = (3\text{s})^4$$

$$s = \left(\frac{2,79 \times 10^{-39}}{27} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$s = 1,0082 \times 10^{-10} \text{ molar}$$

Untuk mengetahui Volume total arus <13> maka dilakukan perhitungan volume masing-masing komponen arus <13>

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$V \text{ MgCl}_2 = \frac{\text{massa MgCl}_2}{\rho \text{ MgCl}_2}$$

$$V \text{ MgCl}_2 = \frac{27913,5591 \text{ kg}}{998,624 \text{ kg/m}^3}$$

$$V \text{ MgCl}_2 = 22,361 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = V\text{SiO}_2 + V\text{HCl} + V\text{H}_2\text{O} + V\text{MgCl}_2 + V \text{Fe(OH)}_3 + V\text{CaCl}_2 + V\text{AlCl}_3 + V\text{CrCl}_3 + V\text{NiCl}_2$$

$$\text{Volume total} = 7,957 \text{ m}^3 + 1,695 \text{ m}^3 + 45,906 \text{ m}^3 + 10,541 \text{ m}^3 + 2,481 \text{ m}^3 + 0,717 \text{ m}^3 + 0,913 \text{ m}^3 + 0,218 \text{ m}^3 + 0,0256 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = 70,455 \text{ m}^3 = 70455,8667 \text{ L}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Fe(OH)}_3 \text{ yang terlarut} &= s \times \text{BM} \times \text{Volume total arus } <13> \\ &= 1,0082 \times 10^{-10} \text{ mol/L} \times 106,85 \text{ gram/mol} \times 70455,8667 \text{ L} \\ &= 0,00075902 \text{ gram} \\ &= 7,5902 \times 10^{-7} \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi, massa Fe(OH)₃ (ℓ) adalah 7,5902 × 10⁻⁷ kg

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, massa Fe(OH)}_3 \text{ (s)} &= \text{Massa Fe(OH)}_3 \text{ arus } <13> - \text{massa Fe(OH)}_3 \text{ (ℓ)} \\ &= 6570,0914 \text{ kg} - 7,5902 \times 10^{-7} \text{ kg} \\ &= 6570,0914 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dapat diasumsikan jika Fe(OH)₃ yang masuk ke *filter* I semuanya mengendap karena semuanya berfasa solid.

Pada arus ini, diasumsikan untuk larutan yang terikut padatan sebesar 20% dan padatan yang terambil sebesar 100%

$$\text{Padatan arus } <14> = 100\% \times \text{padatan arus } <13>$$

$$\text{Padatan SiO}_2 <14> = 100\% \times \text{padatan SiO}_2 <13>$$

$$\text{Padatan SiO}_2 <14> = 100\% \times 21070,7822 \text{ kg}$$

$$\text{Padatan SiO}_2 <14> = 21070,7822 \text{ kg}$$

Asumsi =

Komposisi cake yang terbentuk adalah; 80% solid dan 20% liquid sehingga

$$\text{Cake arus } <14> = \frac{21070,7822 \text{ kg}}{0,8} = 34551,09 \text{ kg}$$

$$\text{Larutan arus } <14> = 20\% \times \text{larutan arus } <14>$$

$$\text{Larutan arus } <14> = 20\% \times 34551,09 \text{ kg} = 6910,218 \text{ kg}$$

<15> = Arus yang keluar dari *filter 1* dan masuk ke reaktor 2, perhitungannya adalah sebagai berikut :

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } <14> + \text{Arus } <15> = \text{Arus } <13>$$

$$\text{Arus } <15> = \text{Arus } <13> - \text{Arus } <14>$$

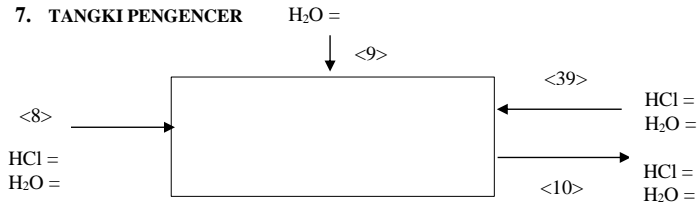
$$\text{MgCl}_2 \text{ Arus } <15> = \text{MgCl}_2 \text{ Arus } <13> - \text{MgCl}_2 \text{ Arus } <14>$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ Arus } <15> = 27913,5591 \text{ kg} - 1213,6999 \text{ kg}$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ Arus } <15> = 26699,859 \text{ kg}$$

No	Komponen	<13>		<14>		<15>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	SiO2	0,112939	21070,7822	0,609844	21070,782	0	0
2	HCl	0,024059	4488,69137	0,005649	195,17125	0,028244	4293,5201
3	H2O	0,651564	121560,368	0,152977	5285,5248	0,764885	116274,84
4	MgCl2	0,149617	27913,5591	0,035128	1213,6999	0,175638	26699,859
5	Fe(OH)3	0,035216	6570,09142	0,190156	6570,0914	0	0
6	CaCl2	0,010178	1898,81399	0,00239	82,561681	0,011948	1816,2523
7	AlCl3	0,012964	2418,67514	0,003044	105,16559	0,015219	2313,5096
8	CrCl3	0,003099	578,100546	0,000728	25,136192	0,003638	552,96435
9	NiCl2	0,000365	68,052968	8,56E-05	2,9589878	0,000428	65,09398
TOTAL		1	186567,135	1	34551,092	1	152016,04

7. TANGKI PENGECER



<8> = Larutan HCl 37% wt dari HCl storage tank

$$Accumulation = In - Out + Generation - Consumption$$

$$0 = In - Out + Generation - Consumption$$

$$Out + Consumption = In + Generation$$

$$HCl <10> = HCl <8> + HCl <9> + HCl <39>$$

$$HCl <8> = HCl <10> - HCl <9> - HCl <39>$$

$$HCl <10> = 29539,948 \text{ kg} - 0 \text{ kg} - 17659,457 \text{ kg}$$

$$HCl <10> = 11880,491 \text{ kg}$$

$$Arus <10> = \frac{HCl <10>}{37\%}$$

$$Arus <10> = \frac{11880,491 \text{ kg}}{37\%}$$

$$Arus <10> = 32109,436 \text{ kg}$$

$$H_2O <10> = 63\% \text{ Arus } <10>$$

$$H_2O <10> = 63\% (32109,436 \text{ kg}) = 20228,945 \text{ kg}$$

<9> = Air yang digunakan untuk mengencerkan larutan HCl menjadi HCl 20%

$$Accumulation = In - Out + Generation - Consumption$$

$$0 = In - Out + Generation - Consumption$$

$$Out + Consumption = In + Generation$$

$$H_2O <10> = H_2O <8> + H_2O <9> + H_2O <39>$$

$$H_2O <9> = H_2O <10> - H_2O <8> - H_2O <39>$$

$$H_2O <9> = 118159,79 \text{ kg} - 20228,945 \text{ kg} - 80586,817 \text{ kg}$$

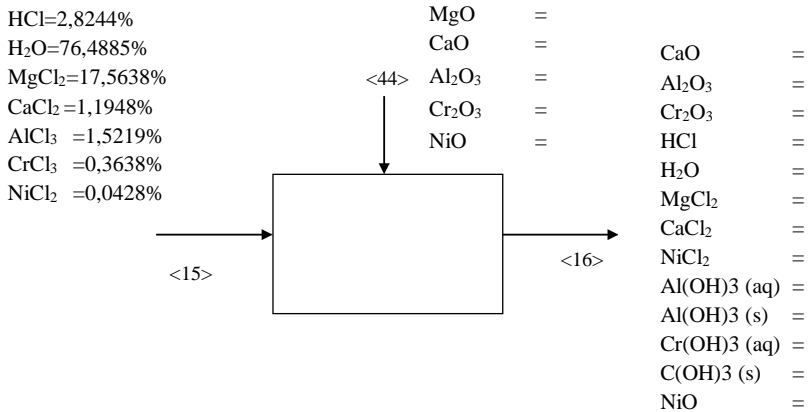
$$H_2O <9> = 97930,02793 \text{ kg}$$

<10> = Larutan HCl 20% yang dipompakan ke reaktor 1

<39> = Arus HCl recycle dari absorber

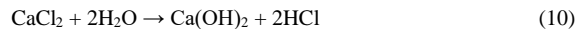
No	Komponen	<8>		<39>		<9>		<10>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	HCl	0,37	11880,491	0,179747	17659,457	0	0	0,2	29539,948
2	H ₂ O	0,63	20228,945	0,820253	80586,817	1	17344,03063	0,8	118159,79
TOTAL		1	32109,436	1	98246,274	1	97930,02739	1	147699,74

8. REAKTOR 2



Reaksi yang terjadi dalam reaktor 2 adalah sebagai berikut :

Reaksi Hidrolisis =



Reaksi Netralisasi =



<15> = Merupakan arus yang keluar dari filter 2

Mencari pH awal arus <15>

$$n \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{m \text{ HCl arus } < 15 >}{BM \text{ HCl}}$$

$$n \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{4293,5201 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg/kmol}}$$

$$n \text{ HCl arus } < 15 > = 117,63 \text{ kmol}$$

$$M \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{n \text{ HCl arus } < 15 >}{V \text{ arus } < 15 >}$$

Dimana, V total arus <15> dihitung dengan menghitung Volume masing-masing komponen arus <15> dengan rumus

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$V \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{\text{massa HCl arus } < 15 >}{\rho \text{ HCl arus } < 15 >}$$

$$V \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{4293,5201 \text{ kg}}{1180 \text{ kg/m}^3}$$

$$V \text{ HCl arus } < 15 > = 3,6385 \text{ m}^3$$

Perhitungan volume total ini sama seperti perhitungan volume total arus <13>

$$M \text{ HCl arus } < 15 > = \frac{117,63 \text{ kmol}}{149,0415077 \text{ m}^3}$$

$$M \text{ HCl arus } < 15 > = 0,78924 \text{ kmol/m}^3$$

$$M \text{ HCl arus } < 15 > = 0,78924 \text{ mol/L}$$

$$[\text{H}^+] \text{ arus } < 15 > = [\text{HCl}] \text{ arus } < 15 >$$

$$[\text{H}^+] \text{ arus } < 15 > = 0,78924 \text{ mol/L}$$

$$\text{pH awal} = -\log[\text{H}^+] \text{ arus } < 15 >$$

$$\text{pH awal} = -\log(0,78924)$$

$$\text{pH awal} = 0,102786 \text{ (Terlalu Asam)}$$

<44> = Arus *recycle* MgO yang didapat dari produk agar semua HCl bereaksi dengan MgO membentuk garam MgCl₂ sehingga didapatkan pH=7. Dengan kenaikan pH diharapkan ada pengotor yang mengendap dan kemudian dapat disaring.

$$n \text{ HCl bereaksi} = n \text{ HCl arus} < 15 > + n \text{ HCl reaksi 8} + n \text{ HCl reaksi 9} \\ + n \text{ HCl reaksi 10} + n \text{ HCl reaksi 11}$$

$$n \text{ HCl bereaksi} = 117,63 \text{ kmol} - (51,9889 + 10,4662 + 32,7016 + 1,0037) \text{ kmol}$$

$$n \text{ HCl bereaksi} = 213,7913 \text{ kmol}$$

$$n \text{ MgO bereaksi} = \frac{n \text{ HCl bereaksi}}{2}$$

$$n \text{ MgO bereaksi} = \frac{213,7913 \text{ kmol}}{2}$$

$$n \text{ MgO bereaksi} = 106,8957 \text{ kmol}$$

Asumsi MgO bereaksi semua, sehingga

$$n \text{ MgO mula} - \text{mula} = n \text{ MgO bereaksi}$$

$$n \text{ MgO mula} - \text{mula} = 106,8957 \text{ kmol}$$

$$n \text{ MgO mula} - \text{mula} = \frac{m \text{ MgO arus} < 47 >}{BM \text{ MgO}}$$

$$m \text{ MgO arus} < 47 > = n \text{ MgO mula} - \text{mula} \times (BM \text{ MgO})$$

$$m \text{ MgO arus} < 47 > = (106,8957 \text{ kmol}) \times \left(40,3 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)$$

$$m \text{ MgO arus} < 47 > = 4307,89529 \text{ kg}$$

$$\rho \text{ MgO arus} < 47 > = \frac{\text{massa MgO arus} < 47 >}{V \text{ arus} < 47 >}$$

$$V \text{ arus} < 47 > = \frac{4307,89529 \text{ kg}}{3580 \text{ kg/m}^3}$$

$$V \text{ arus} < 47 > = 1,203322 \text{ m}^3$$

MgO	+	2HCl	→	MgCl₂	+	H₂O
106,8957		213,7913				
106,8957		213,7913		106,8956648		106,8956648
0		0		106,8956648		106,8956648

Berdasarkan reaksi diatas, dapat diketahui jika semua HCl bereaksi dengan MgO memebentuk garam MgCl₂ Sehingga hanya tersisa H₂O (Air) sehingga pH larutan=7 (seperti pH air)

<16> = Arus massa yang keluar dari reaktor 2. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:

AlCl₃	+	3H₂O	→	Al(OH)₃	+	3HCl
17,32966						
17,32966		51,98898		17,32965956		51,98897867
0				17,32965956		51,98897867
CrCl₃	+	3H₂O	→	Cr(OH)₃	+	3HCl
3,488734						
3,488734		10,4662		3,488734095		10,46620228
0				3,488734095		10,46620228
CaCl₂	+	2H₂O	→	Ca(OH)₂	+	2HCl
16,35085						
16,35085		32,7017		16,35084899		32,70169798
0				16,35084899		32,70169798
NiCl₂	+	2H₂O	→	Ni(OH)₂	+	2HCl
0,501881						
0,501881		1,003762		0,501881111		1,003762223
0		1,003762		0,501881111		1,003762223

Perhitungan massa komponen di arus <16> :

- *Out + Consumpstion = In + Generation*

Massa H₂O <16> + ((Mol H₂O reaksi 8 + Mol H₂O reaksi 9+ Mol H₂O rekasi 10 + Mol H₂O reaksi 11) x BM H₂O) = Massa H₂O <15>

+ (Mol H₂O reaksi 12 x BM H₂O)

Massa H₂O <16> = Massa H₂O <15> + ((Mol H₂O reaksi 12 – Mol H₂O reaksi 8 – Mol H₂O reaksi 9 – Mol H₂O 10 – Mol H₂O reaksi 11) x BM H₂O)

Massa H₂O <16> = 97248,295 kg + ((106,8956 kmol – 51,9889 kmol – 10,466 kmol- 32,70169 kmol – 1,00376 kmol) x 18 kg/kmol

Massa H₂O <16> = 116468,074 kg

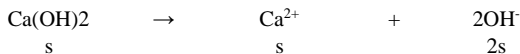
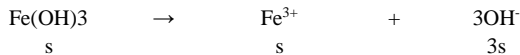
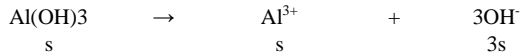
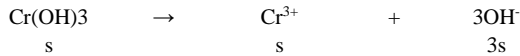
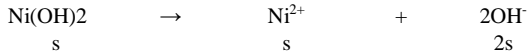
- *Out + Consumpstion = In + Generation*

Massa MgCl₂ <16> + 0 = Massa MgCl₂ <15> + (Mol MgCl₂ reaksi 10 x BM MgCl₂)

$$\text{Massa MgCl}_2 <16> = \text{Massa MgCl}_2 <15> + (\text{Mol MgCl}_2 \text{ reaksi } 10 \times \text{BM MgCl}_2)$$

$$\text{Massa MgCl}_2 <16> = 22330,847 \text{ kg} + (106,8956 \text{ kmol} \times 95,3 \text{ kg/kmol})$$

$$\text{Massa MgCl}_2 <16> = 368887,016 \text{ kg}$$



$$K_{sp} = [\text{Ni}^{2+}][\text{OH}^-]^2$$

$$5,5 \times 10^{-16} = (\text{s})(2\text{s})^2$$

$$5,5 \times 10^{-16} = (4\text{s})^3$$

$$\text{s} = \left(\frac{5,5 \times 10^{-16}}{4} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\text{s} = 5,1614 \times 10^{-6} \text{ molar}$$

$$\text{NiOH}_2 = \text{s}$$

$$\text{NiOH}_2 = 5,1614 \times 10^{-6} \text{ molar}$$

$$\text{Massa NiOH}_2 \text{ yang terlarut} = \text{s} \times \text{BM} \times \text{Volume total arus } <16>$$

$$\text{Massa NiOH}_2 \text{ yang terlarut} = 5,1614 \times 10^{-6} \text{ mol/L} \times 94,71 \text{ gr/mol} \times 155059,3091 \text{ L}$$

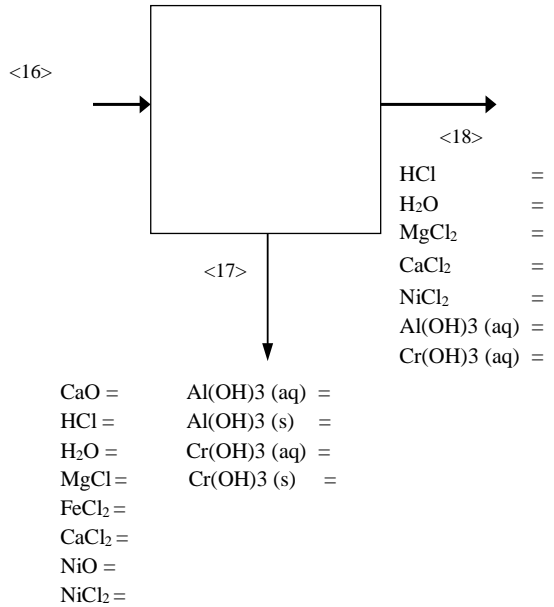
$$\text{Massa NiOH}_2 \text{ yang terlarut} = 75,7986 \text{ gram} = 0,0757986 \text{ kg}$$

No	Komponen	<15>		<44>		<16>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0	0	0,993711	4307,89529	0	0
2	CaO	0	0	0,006285	27,246475	0,00017419	27,246475
3	Al2O3	0	0	1,4887E-09	6,4538E-06	4,12596E-11	6,4538E-06
4	Cr2O3	0	0	9,61E-09	4,1661E-05	2,66343E-10	4,1661E-05

5	HCl	0,028244	4293,5201	0	0	0	0
6	H2O	0,764885	116274,84	0	0	0,744594376	116468,074
7	MgCl2	0,175638	26699,859	0	0	0,235823121	36887,016
8	CaCl2	0,011948	1816,2523	0	0	0	0
9	AlCl3	0,015219	2313,5096	0	0	0	0
10	CrCl3	0,003638	552,96435	0	0	0	0
11	NiCl2	0,000428	65,09398	0	0	0	0
12	Ca(OH)2(aq)	0	0	0	0	0,000837771	131,04255
13	Ca(OH)2(s)	0	0	0	0	0,007106733	1111,62197
14	Ni(OH)2(aq)	0	0	0	0	4,8459E-07	0,07579861
15	Ni(OH)2(s)	0	0	0	0	0,000303401	47,4573615
16	Al(OH)3(aq)	0	0	0	0	2,23951E-10	3,503E-05
17	Al(OH)3(s)	0	0	0	0	0,008641666	1351,71341
18	Cr(OH)3(aq)	0	0	0	0	1,28152E-09	0,00020045
19	Cr(OH)3(s)	0	0	0	0	0,0022973	359,339411
20	NiO	0	0	0,0079724	34,5616225	0,000220957	34,5616225
TOTAL		1	152016,04	1	4335,15911	1	156418,149

9. FILTER 2

$\text{CaO}=0,017\%$
 $\text{Al}_2\text{O}_3=4,1259 \times 10^{-9}\%$
 $\text{Cr}_2\text{O}_3=2,66 \times 10^{-8}\%$
 $\text{H}_2\text{O}=74,49\%$
 $\text{MgCl}_2=23,582\%$
 $\text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ (aq)} = 0,083\%$
 $\text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ (s)}=0,7106\%$
 $\text{Ni}(\text{OH})_2 \text{ (aq)} =4,845 \times 10^{-5}\%$
 $\text{Ni}(\text{OH})_2 \text{ (s)}=0,0303\%$
 $\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ (aq)} =2,24 \times 10^{-8}\%$
 $\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ (s)}=0,8641\%$
 $\text{Cr}(\text{OH})_3 \text{ (aq)}=1,28 \times 10^{-7}\%$
 $\text{Cr}(\text{OH})_3 \text{ (s)}=0,229\%$
 $\text{NiO}=0,02209\%$



<16> = Arus yang keluar dari reaktor 2

<17> = Cake yang keluar dari filter 1. Pada arus ini, diasumsikan untuk larutan yang terikat padatan sebesar 20% dan padatan yang terambil sebesar 100%. Perhitungan pada arus

<17> ini adalah :

$$\text{Padatan arus } <17> = 100\% \times \text{Padatan arus } <16>$$

$$\text{Padatan } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus } <17> = 100\% \times \text{Padatan } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus } <16>$$

$$\text{Padatan } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus } <17> = 100\% \times 1111,62197 \text{ kg}$$

$$\text{Padatan } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus } <17> = 1111,62197 \text{ kg}$$

Asumsi =

Komposisi cake yang terbentuk adalah; 80% solid dan 20% liquid sehingga

$$\text{Cake arus } <16> = \frac{2931,94 \text{ kg}}{0,8} = 3664,925 \text{ kg}$$

$$\text{Larutan arus } <17> = 20\% \times \text{larutan arus } <16>$$

$$\text{Larutan } \text{MgCl}_2 \text{ arus } <17> = 20\% \times 3664,925 \text{ kg}$$

$$\text{Larutan } \text{MgCl}_2 \text{ arus } <17> = 732,9851 \text{ kg}$$

<18> = Arus yang keluar dari *filter* 2 dan masuk ke *evaporator*

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } <18> + \text{Arus } <17> = \text{Arus } <16>$$

$$\text{Arus } <18> = \text{Arus } <16> - \text{Arus } <17>$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ arus } <18> = \text{MgCl}_2 \text{ arus } <16> - \text{MgCl}_2 \text{ arus } <17>$$

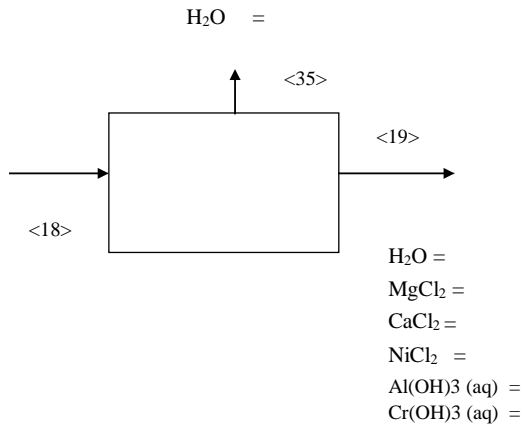
$$\text{MgCl}_2 \text{ arus } <18> = 36887,02 \text{ kg} - 176,16 \text{ kg}$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ arus } <18> = 36710,8593 \text{ kg}$$

No	Komponen	<16>		<17>		<18>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	CaO	0,00017419	27,246475	0,007434	27,246475	0	0
2	Al2O3	4,12596E-11	6,4538E-06	1,76E-09	6,454E-06	0	0
3	Cr2O3	2,66343E-10	4,1661E-05	1,14E-08	4,166E-05	0	0
4	HCl	0	0,00	0,00000	0,00	0	0
5	H2O	0,744594376	116468,07	0,15	556,20	0,758818	115911,872
6	MgCl2	0,235823121	36887,02	0,05	176,16	0,240328	36710,8593
7	CaCl2	0	0	0	0	0	0
8	NiCl2	0	0	0	0	0	0
9	Ca(OH)2(aq)	0,000837771	131,04255	0,000171	0,62580	0,000854	130,416747
10	Ca(OH)2(s)	0,007106733	1111,62197	0,303314	1111,622	0	0
11	Ni(OH)2(aq)	4,8459E-07	0,07579861	9,88E-08	0,000362	4,94E-07	0,07543663
12	Ni(OH)2(s)	0,000303401	47,4573615	0,012949	47,457361	0	0
13	Al(OH)3(aq)	2,23951E-10	3,503E-05	4,56E-11	1,673E-07	2,28E-10	3,4863E-05
14	Al(OH)3(s)	0,008641666	1351,71341	0,368824	1351,7134	0	0
15	Cr(OH)3(aq)	1,28152E-09	0,00020045	2,61E-10	9,573E-07	1,31E-09	0,0001995
16	Cr(OH)3(s)	0,0022973	359,339411	0,098048	359,33941	0	0
17	NiO	0,000220957	34,5616225	0,00943	34,561622	0	0
TOTAL		1	156418,149	1	3664,9254	1	152753,223

10. EVAPORATOR

$H_2O = 75,88\%$
 $MgCl_2 = 24,03\%$
 $Ca(OH)_2 (aq) = 0,08537\%$
 $Ni(OH)_2 (aq) = 4,93 \times 10^{-5}\%$
 $Al(OH)_3 (aq) = 2,28 \times 10^{-8}\%$
 $Cr(OH)_3 (aq) = 1,306 \times 10^{-7}\%$



<18> = Arus yang keluar dari *filter 2*

<35> = Arus H_2O yang menguap dari *evaporator* dalam hal ini 37% wt H_2O menguap dan larutan menjadi 32% larutan HCl

$$\text{Massa } H_2O \text{ <35>} = 37\% \times \text{Massa } H_2O \text{ <18>}$$

$$\text{Massa } H_2O \text{ <35>} = 37\% \times 115911,87 \text{ kg}$$

$$\text{Massa } H_2O \text{ <35>} = 42887,3926 \text{ kg}$$

<19> = Arus keluaran *evaporator* yang masuk kedalam *spray tower*.

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation} \text{ Out} + 0$$

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus <35>} + \text{Arus <19>} = \text{Arus <18>}$$

$$\text{Arus <19>} = \text{Arus <18>} - \text{Arus <35>}$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ arus <19>} = \text{MgCl}_2 \text{ arus <18>} - \text{MgCl}_2 \text{ arus <35>}$$

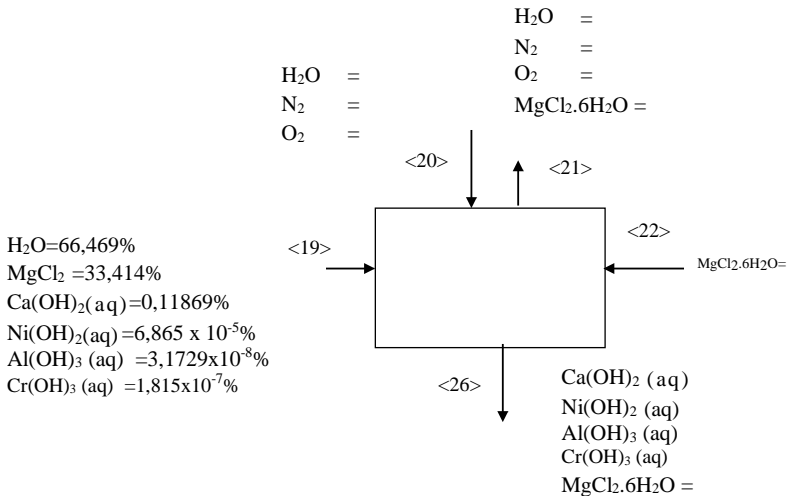
$$\text{MgCl}_2 \text{ arus <19>} = 36710,859 \text{ kg} - 0 \text{ kg}$$

$$\text{MgCl}_2 \text{ arus <19>} = 36710,859 \text{ kg}$$

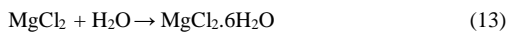
No	Komponen	<18>		<35>		<19>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	HCl	0	0	0	0	0	0
2	H ₂ O	0,7588178	115911,87	1	42887,3926	0,66467	73024,4792
3	MgCl ₂	0,2403279	36710,859	0	0	0,334143	36710,8593

4	CaCl2	0	0	0	0	0	0
5	NiCl2	0	0	0	0	0	0
6	Ca(OH)2(aq)	0,0008538	130,41675	0	0	0,001187	130,416747
7	Ni(OH)2(aq)	4,938E-07	0,0754366	0	0	6,87E-07	0,07543663
8	Al(OH)3(aq)	2,282E-10	3,486E-05	0	0	3,17E-10	3,4863E-05
9	Cr(OH)3(aq)	1,306E-09	0,0001995	0	0	1,82E-09	0,0001995
TOTAL		1	152753,22	1	42887,3926	1	109865,831

11. SPRAY TOWER



Reaksi yang terjadi =



<19> = Arus yang keluar dari *evaporator*

<20> = Arus udara panas yang masuk kedalam *spray tower*

<21> = Arus gas yang masuk kedalam *cyclone*. Dalam hal ini diasumsikan 10% wt padatan masuk kedalam *cyclone*.

MgCl2	+	6H2O	→	MgCl2,6H2O
358,2136				
358,2316		2311,2818		385,2136333
0				385,2136333

- Massa padatan <21> = 10% x massa arus <19>
- Untuk massa padatan MgCl₂.6H₂O rumusnya adalah =
 Massa MgCl₂.6H₂O = 10% x (Koefisien reaksi MgCl₂.6H₂O / Koefisien reaksi MgCl₂) x
 Mol MgCl₂ arus <19> x BM MgCl₂.6H₂O
 Massa MgCl₂.6H₂O = 10% x (1/1) x 358,2136 kmol x 203,3 kg/kmol
 Massa MgCl₂.6H₂O = 6265,1145 kg

- *Out + Consumption = In + Generation*

Massa H₂O arus <21> + ((Mol H₂O reaksi 10 + Mol H₂O
 reaksi 10 + Mol H₂O reaksi 10) x BM H₂O) = Massa H₂O
 arus <19> + Massa H₂O arus <20>
 + Massa H₂O arus <22>

Massa H₂O arus <21> = Massa H₂O arus <19> + Massa H₂O arus <20> +
 Massa H₂O arus <22> - ((Mol H₂O
 reaksi 10) x BM H₂O))

Massa H₂O arus <21> = 73024,4792 kg + 35125,788 kg + 0 kg -
 ((2311,2818 kmol
) x 18 kg/kmol)

Massa H₂O arus <21> = 66547,1945 kg

<22> = Arus *recycle* dari *cyclone* dalam hal ini diasumsikan 80%wt padatan dari

cyclone direcycle kembali kedalam *spray dryer*

Padatan arus <22> = 80% x padatan arus <21>

MgCl₂.6H₂O arus <22> = 80% x MgCl₂.6H₂O arus <21>

MgCl₂.6H₂O arus <22> = 80% x 7831,39316 kg

MgCl₂.6H₂O arus <22> = 6265,1145 kg

<26> = Arus yang masuk ke dalam kiln

Out + Consumption = In + Generation

Massa MgCl₂.6H₂O <21> + Massa MgCl₂.6H₂O <26> + 0 = Massa
 MgCl₂.6H₂O

<19> + Massa MgCl₂.6H₂O arus <20> + Massa MgCl₂.6H₂O

arus <22> + (Mol MgCl₂,6H₂O reaksi 11 x BM MgCl₂,6H₂O)

Massa MgCl₂,6H₂O <26> = Massa MgCl₂,6H₂O arus <20> +
Massa

MgCl₂,6H₂O <22> - Massa MgCl₂,6H₂O <21>
+

(Mol MgCl₂,6H₂O reaksi 11 x BM

MgCl₂,6H₂O)

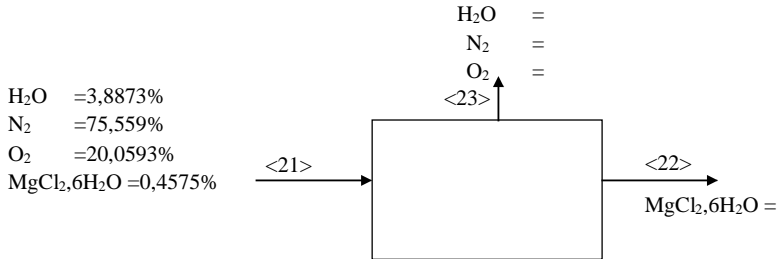
Massa MgCl₂,6H₂O <26> = 0 kg + 6265,1145 kg -
7831,39316 kg +

(358,2136 kmol x 203,3 kg/kmol)

Massa MgCl₂,6H₂O <26> = 76878,1454 kg

No	Komponen	<19>		<20>		<22>		<21>		<26>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	H2O	0,664669612	73024,4792	0,021	35125,788	0	0	0,038873	66547,1945	0	0
2	O2	0	0	0,2053	343396,39	0	0	0,200593	343396,391	0	0
3	N2	0	0	0,7737	1294134,4	0	0	0,75596	1294134,38	0	0
4	MgCl2	0,334142644	36710,8593	0	0	0	0	0	0	0	0
5	CaCl2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	NiCl2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	Ca(OH)2(aq)	0,001187055	130,416747	0	0	0	0	0	0	0,001696	130,416747
8	Ni(OH)2(aq)	6,86625E-07	0,07543663	0	0	0	0	0	0	9,81E-07	0,07543663
9	Al(OH)3(aq)	3,17321E-10	3,4863E-05	0	0	0	0	0	0	4,53E-10	3,4863E-05
10	Cr(OH)3(aq)	1,81581E-09	0,0001995	0	0	0	0	0	0	2,59E-09	0,0001995
11	MgCl2,6H2O	0	0	0	0	1	6265,1145	0,004575	7831,39316	0,998303	76747,653
12	CaCl2,6H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	NiCl2,6H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL		1	109865,831	1	1672656,6	1	6265,1145	1	1711909,36	1	76878,1454

12. CYCLONE



<21> = Arus yang keluar dari *spray dryer*

<22> = Arus yang *direcycle* kembali ke dalam *spray dryer* dalam hal ini diasumsikan 80% wt padatan dari *cyclone* *direcycle* kembali ke dalam *spray dryer*

Padatan arus <22> = 80% x padatan arus <21>

Padatan $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <22> = 80% x Padatan $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <21>

Padatan $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <22> = 80% x 7831,3932 kg

Padatan $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <22> = 6265,11453 kg

<23> = Arus yang masuk ke dalam *dust collector*

Out + Consumption = In + Generation

Massa arus <22> + Massa arus <23> + 0 = Massa arus <21> + 0

Massa arus <23> = Massa arus <21> - Massa arus <22>

Massa $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <23> = Massa $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <21> - Massa $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <22>

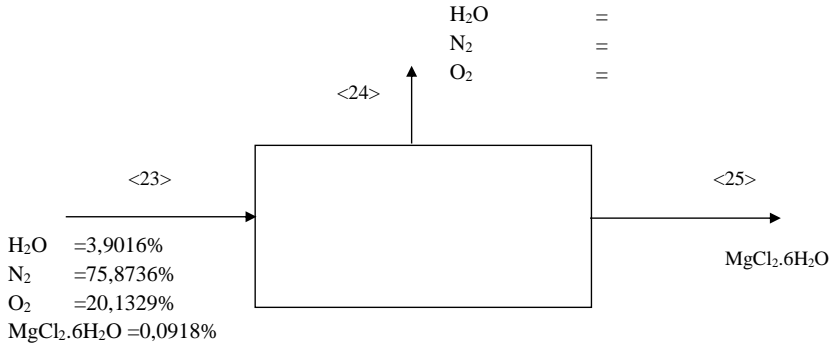
Massa $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <23> = 7831,3932 kg - 6265,11453 kg

Massa $\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O}$ arus <23> = 1566,2786 kg

No	Komponen	<21>		<22>		<23>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	H ₂ O	0,038873	66547,194	0	0	0,039016	66547,194
2	O ₂	0,200593	343396,39	0	0	0,201329	343396,39
3	N ₂	0,75596	1294134,4	0	0	0,758736	1294134,4
4	MgCl ₂ ,6H ₂ O	0,004575	7831,3932	1	6265,11453	0,000918	1566,2786
5	CaCl ₂ ,6H ₂ O	0	0	0	0	0	0
6	NiCl ₂ ,6H ₂ O	0	0	0	0	0	0

TOTAL	1	1711909,4	1	6265,11453	1	1705644,2
-------	---	-----------	---	------------	---	-----------

13. DUST COLLECTOR 1



<23> = Arus yang keluar dari cyclone

<24> = Arus gas yang keluar dari dust collector 1

$$\text{Arus gas } \langle 24 \rangle = 100\% \times \text{Arus gas } \langle 23 \rangle$$

$$\text{H}_2\text{O arus } \langle 24 \rangle = 100\% \times \text{H}_2\text{O arus } \langle 23 \rangle$$

$$\text{H}_2\text{O arus } \langle 24 \rangle = 100\% \times 66547,194 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O arus } \langle 24 \rangle = 66547,194 \text{ kg}$$

<25> = Arus padatan yang keluar dari dust collector 1

$$\text{Arus padatan } \langle 25 \rangle = 100\% \times \text{Arus padatan } \langle 23 \rangle$$

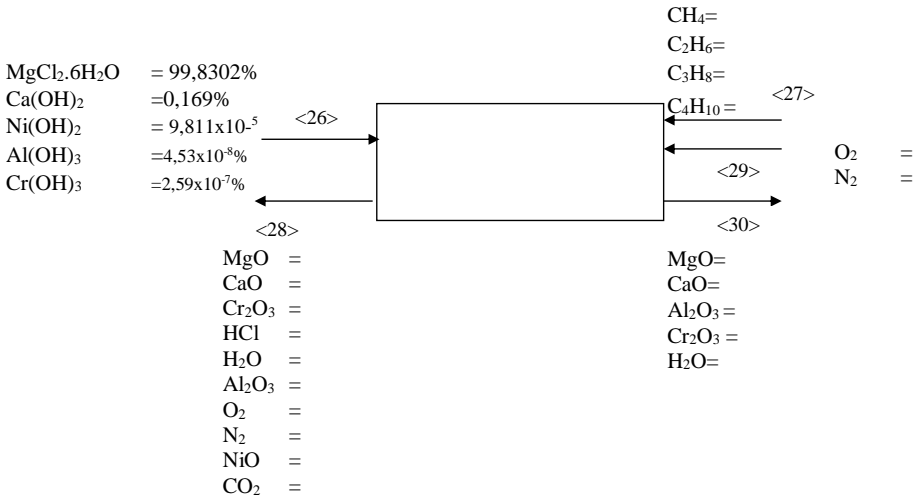
$$\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O arus padatan } \langle 25 \rangle = 100\% \times \text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O arus padatan } \langle 23 \rangle$$

$$\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O arus padatan } \langle 25 \rangle = 100\% \times 1566,2786 \text{ kg}$$

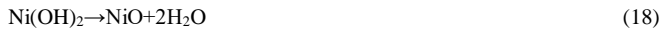
$$\text{MgCl}_2,6\text{H}_2\text{O arus padatan } \langle 25 \rangle = 1566,2786 \text{ kg}$$

No	Komponen	<23>		<25>		<24>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	H2O	0,039016	66547,194	0	0	0,039052	66547,194
2	O2	0,201329	343396,39	0	0	0,201514	343396,39
3	N2	0,758736	1294134,4	0	0	0,759434	1294134,4
4	MgCl2,6H2O	0,000918	1566,2786	1	1566,2786	0	0
5	CaCl2,6H2O	0	0	0	0	0	0
6	NiCl2,6H2O	0	0	0	0	0	0
TOTAL		1	1705644,2	1	1566,2786	1	1704078

14. KILN



Reaksi yang terjadi di kiln adalah :



<26> = Arus yang masuk ke dalam *spray dryer*

<27> = Arus *fuel gas* yang masuk untuk dibakar di *kiln*

<28> = Arus yang keluar yang menuju *dust collector*,

MgCl ₂ ·6H ₂ O	→	MgO	+	2HCl	+	5H ₂ O
377,5093606						
377,5093606		377,5093606		755,0187212		1887,547
0		377,5093606		755,0187212		1887,547
2Al(OH) ₃	→	Al ₂ O ₃	+	3H ₂ O		
4,46958E-07						
4,46958E-07		2,23479E-07		6,70436E-07		

0		2,23479E-07		6,70436E-07
2Cr(OH)3	→	Cr2O3	+	3H2O
1,93685E-06				
1,93685E-06		9,68426E-07		2,90528E-06
0		9,68426E-07		2,90528E-06
Ca(OH)2	→	CaO	+	H2O
1,716009823				
1,716009823		1,716009823		1,716009823
0		1,716009823		1,716009823
Ni(OH)2	→	NiO	+	H2O
0,000796501				
0,000796501		0,000796501		0,000796501
0		0,000796501		0,000796501

Padatan

Dalam hal ini diasumsikan 2% wt padatan yang masuk kedalam *dust collector*,

Perhitungannya adalah :

Misal MgO arus <28>

Massa Arus <28> = 2% x mol MgO reaksi 14 x BM MgO

Massa Arus <28> = 2% x 377,509361 kmol x 40,3 kg/kmol

Massa Arus <28> = 304,2725 kg

Gas

Misal HCl arus <28>

$Out + Consumption = In + Generation$

Massa HCl arus <28> + Massa HCl arus <30> + 0 = Massa HCl arus <26> +
 Massa HCl arus <27> + Massa HCl arus <29> + ((Mol HCl reaksi 14 + Mol HCl
 reaksi 15 + Mol HCl reaksi 16) x BM HCl)

Massa HCl arus <28> = Massa HCl arus <26> + Massa HCl arus <27> +
 Massa HCl arus <29> - Massa HCl arus <30> +
 ((Mol HCl reaksi 14) x BM H₂O)

Massa HCl arus <28> = 0 + 0 + 0 - 0 + (755,018721 kmol) x 36,5 kg/kmol

Massa HCl arus <28> = 27558,18 kg

<29> = Arus udara pembakaran yang berasal dari *grate cooler*

<30> = Arus yang keluar dari *kiln* perhitungannya adalah sebagai berikut :

Misal massa MgO arus <30>

$$Out + Consumption = In + Generation$$

Massa MgO arus <28> + Massa MgO arus <30> + 0 = Massa MgO arus <26> +
 Massa MgO arus <27> + Massa MgO arus <29> + ((Mol MgO reaksi 14 + Mol
 MgO reaksi 15 + Mol MgO reaksi 16 + Mol MgO reaksi 17 + Mol MgO reaksi
 18) x BM H₂O)

Massa MgO arus <30> = Massa MgO arus <26> + Massa MgO arus <27> +
 Massa MgO arus <29> - Massa MgO arus <28> + ((Mol MgO reaksi 14 + Mol
 MgO reaksi 15 + Mol MgO reaksi 16 + Mol MgO reaksi 17 + Mol MgO reaksi
 18 + Mol MgO reaksi 19) x BM MgO)

Massa MgO arus <30> = 0 kg + 0 kg + 0 kg - 304,2725 kg + (377,509361 kmol
 x 40,3 kg/kmol)

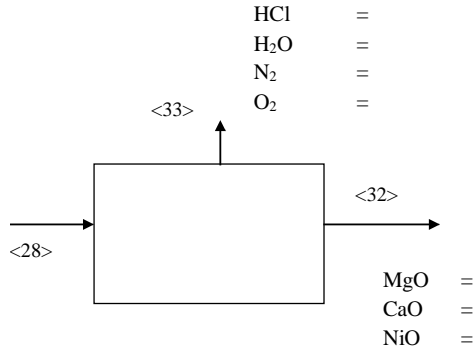
Massa MgO arus <30> = 14909,355 kg

No	Komponen	<26>		<27>		<29>		<28>		<30>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0	0	0	0	0	0	0,002167	304,27254	0,991669	14909,3547
2	CaO	0	0	0	0	0	0	1,37E-05	1,9246766	0,006273	94,3091543
3	Al ₂ O ₃	0	0	0	0	0	0	3,25E-12	4,559E-07	1,49E-09	2,2339E-05
4	Cr ₂ O ₃	0	0	0	0	0	0	2,1E-11	2,944E-06	9,59E-09	0,00014426
5	HCl	0	0	0	0	0	0	0,196291	27558,183	0	0
6	H ₂ O	0	0	0	0	0	0	0,276078	38759,907	0,002054	30,8881768
7	O ₂	0	0	0	0	0,233	17777,8886	0,063612	8930,7298	0	0
8	N ₂	0	0	0	0	0,767	58522,0624	0,416839	58522,062	0	0
9	Ca(OH) ₂	0,001696409	130,41675	0	0	0	0	0	0	0	0
10	Ni(OH) ₂	9,81249E-07	0,0754366	0	0	0	0	0	0	0	0
11	Al(OH) ₃	4,5348E-10	3,486E-05	0	0	0	0	0	0	0	0
12	Cr(OH) ₃	2,59496E-09	0,0001995	0	0	0	0	0	0	0	0
13	NiO	0	0	0	0	0	0	0	0	3,96E-06	0,05949864

14	MgCl2.6H2O	0,998302607	76747,653	0	0	0	0	0	0	0	0
15	CaCl2.6H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
16	NiCl2.6H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
17	CH4	0	0	0,763143631	1720,5524	0	0	0	0	0	0
18	C2H6	0	0	0,130081301	293,27598	0	0	0	0	0	0
19	C3H8	0	0	0,059620596	134,41816	0	0	0	0	0	0
20	C4H10	0	0	0,047154472	106,31254	0	0	0	0	0	0
21	CO2	0	0	0	0	0	0	0,044999	6317,6534	0	0
TOTAL		1	76878,145	1	2254,5591	1	76299,951	1	140394,73	1	15034,6117

15. DUST COLLECTOR 2

MgO =0,2167%
 CaO =1,37x10⁻³%
 Al₂O₃=3,25x10⁻¹⁰%
 Cr₂O₃=2,1x10⁻⁹%
 HCl =19,6291%
 H₂O =27,6078%
 O₂ =6,3612%
 N₂ =41,6839%
 CO₂ =4,499%



<28> = Arus yang keluar dari *kiln* 1

<33> = Arus gas yang keluar dari *dust collector* 2

Arus gas <33> = 100% x Arus gas <28>

Gas HCl arus <33> = 100% x Gas HCl arus <28>

Gas HCl arus <33> = 100% x 27558,183 kg

Gas HCl arus <33> = 27558,183 kg

<32> = Arus padatan yang keluar dari *dust collector* 2

Arus padatan <32> = 100% x Arus padatan <28>

Padatan MgO arus <32> = 100% x Padatan MgO arus <28>

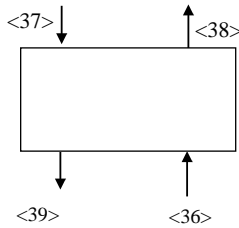
Padatan MgO arus <32> = 304,27254 kg

No	Komponen	<28>		<32>		<33>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,002167	304,27254	0,993714	304,27254	0	0
2	CaO	1,37E-05	1,9246766	0,006286	1,9246766	0	0
3	Al ₂ O ₃	3,25E-12	4,559E-07	1,49E-09	4,559E-07	0	0
4	Cr ₂ O ₃	2,1E-11	2,944E-06	9,61E-09	2,944E-06	0	0
5	HCl	0,196291	27558,183	0	0	0,20601	27558,183
6	H ₂ O	0,276078	38759,907	0	0	0,289748	38759,907
7	O ₂	0,063612	8930,7298	0	0	0,066761	8930,7298
8	N ₂	0,416839	58522,062	0	0	0,43748	58522,062
9	NiO	0	0	0	0	0	0
10	CO ₂	0,044999	6317,6534	0	0	0,047227	6317,6534
TOTAL		0,955001	140394,73	1	306,19722	1	133770,88

16. ABSORBER

H₂O =

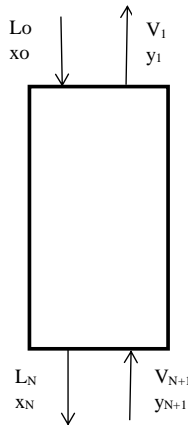
HCl
H₂O



HCl =
H₂O =
O₂ =
N₂ =
CO₂ =

HCl = 19,672%
H₂O = 27,6682%
O₂ = 6,3751%
N₂ = 41,7751%
CO₂ = 4,5098%

- <36> = Arus yang keluar dari *heat exchanger*
 <37> = Arus air yang ditambahkan ke dalam tanki *absorber*
 <39> = Arus yang keluar dari tanki *absorber* menuju HCl *storage tank*
 <38> = Arus udara yang keluar dari tanki *absorber*



Keterangan :

- L₀ = Rate air masuk
 x₀ = Fraksi air masuk
 V_{N+1} = Rate gas masuk
 y_{N+1} = Fraksi HCl masuk
 L_N = Rate air keluar
 x_N = Fraksi air keluar
 V₁ = Rate gas keluar
 y₁ = Rate HCl keluar

$$V_{N+1} = 46153,58822 \text{ kg/jam} = 2042,387 \text{ kmol/jam}$$

$$y_{N+1} = 0,24853$$

$$\begin{aligned} \text{HCl dalam } V_{N+1} &= 0,24853 \times 2042,387 \text{ kmol/jam} \\ &= 507,6015 \text{ kmol/jam (HCl arus <36>)} \end{aligned}$$

Asumsi : $Recovery = 98\%$

$$\begin{aligned} \text{HCl dalam } V_1 &= (1-0,98) \times 507,6015 \text{ kmol/jam} \\ &= 10,15203 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$V' = V_{N+1} \times (1 - y_{N+1})$; Gas masuk selain HCl

$$V' = (2042,387 \text{ kmol/jam}) \times (1-0,24853)$$

$$V' = 1534,78156 \text{ kmol/jam}$$

$$y_1 = \frac{\text{HCl di dalam } V_1}{V_1}$$

$$y_1 = \frac{10,15203 \text{ kmol/jam}}{\text{HCl di dalam } V_1 + V'}$$

$$y_1 = \frac{10,15203 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{10,15203 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} + 1534,78156 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}$$

$$y_1 = 0,0065711$$

$$\begin{aligned} \text{HCl yang terabsorb} &= (V_{N+1} \times y_{N+1}) - (V_1 \times y_1) \\ &= (2042,386674 \text{ kmol/jam} \times 0,24853) - (10,15203 \text{ kmol/jam} \times 0,0065711) \\ &= 497,449 \text{ kmol/jam (HCl arus } <39>) \end{aligned}$$

$$Y_{N+1} = \frac{y_{N+1}}{1 - y_{N+1}}$$

$$Y_{N+1} = \frac{0,2485}{1 - 0,2485}$$

$$Y_{N+1} = 0,33073$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$$

$$Y_1 = \frac{0,0067711}{1 - 0,0065711}$$

$$Y_1 = 0,006614626$$

Dari grafik didapatkan, $X_n \text{ max} = 0,25$

$$\frac{L' \text{ min}}{V'} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_{N \text{ max}} - X_o}$$

$$L'_{min} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_{Nmax} - X_o} x V'$$

$$L'_{min} = \frac{0,333073 - 0,006614}{0,25 - 0} x 1534,785156 \frac{kmol}{jam}$$

$$L'_{min} = 1989,79751 \text{ kmol/jam}$$

$$L'_{min} = L_{omin} x (1 - x_o)$$

$$L'_{min} = L_{omin} x (1 - 0)$$

$$L_{omin} = L'_{min}$$

$$L_{omin} = 1989,79 \text{ kmol/jam}$$

$$L_o = 2 x L_{omin}$$

$$L_o = 2 x 1989,79 \text{ kmol/jam}$$

$$L_o = 3979,59 \text{ kmol/jam (H}_2\text{O arus <37>)}$$

$$L' = L_o x (1 - x_o)$$

$$L' = L_o x (1 - 0)$$

$$L' = L_o$$

$$L' = 3979,59 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_{Nop} - X_o}$$

$$\frac{3979,59 \text{ kmol/jam}}{1534,78515 \text{ kmol/jam}} = \frac{0,330731 - 0,00661}{X_{Nop} - 0}$$

$$X_{Nop} = 0,125$$

$$X_N = \frac{x_N}{1 - x_N}$$

$$0,125 = \frac{x_N}{1 - x_N}$$

$$x_N = 0,1111 \text{ fraksi mol}$$

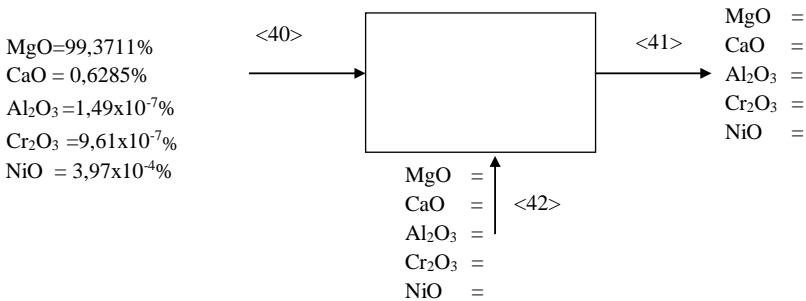
$$L_N = \frac{L'}{1 - x_N}$$

$$L_N = \frac{3979,59 \text{ kmol/jam}}{1 - 0,111}$$

$$L_N = 4477,04 \text{ kmol/jam}$$

No	Komponen	<36>		<37>		<39>		<38>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	HCl	0,19672	27558,1833	0	0	0,179747	17659,4568	0,087233	9898,72651
2	H2O	0,276682	38759,907	1	71632,726	0,820253	80586,817	0,262664	29805,8162
3	O2	0,063751	8930,72982	0	0	0	0	0,078702	8930,72982
4	N2	0,417751	58522,0624	0	0	0	0	0,515727	58522,0624
5	CO2	0,045098	6317,65343	0	0	0	0	0,055674	6317,65343
TOTAL		1	140088,536	1	71632,726	1	98246,2738	1	113474,988

17. BALL MILL 2



<40> = Arus yang keluar dari cooler

<42> = Arus recycle dari screen 3 dengan asumsi 10% dari arus <40> yang masuk ke screen 3 tidak lolos dan direcycle masuk ke ball mill 2, sehingga perhitungan arus <42> yaitu:

$$\text{Arus } <42> = 10\% \times \text{ arus } <41>$$

$$\text{MgO arus } <42> = 10\% \times \text{ MgO arus } <41>$$

$$\text{MgO arus } <42> = 10\% \times 16565,463 \text{ kg}$$

$$\text{MgO arus } <42> = 1656,5463 \text{ kg}$$

<41> = Arus keluar dari ball mill 2 dan kemudian masuk kedalam screen 3

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } <41> = \text{Arus } <40> + \text{Arus } <42>$$

$$\text{Arus MgO } <41> = \text{Arus MgO } <40> + \text{Arus MgO } <42>$$

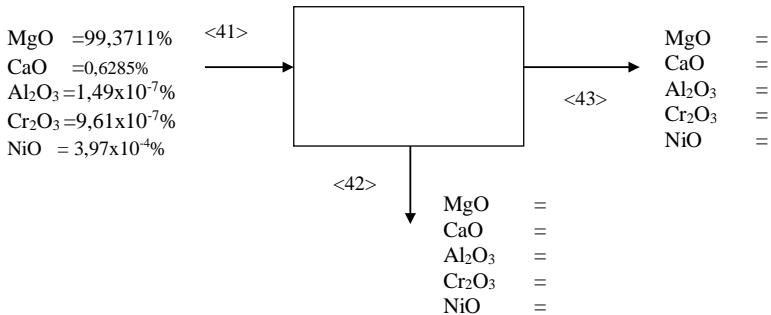
$$\text{Arus MgO } <41> = 14909,355 \text{ kg} + 1656,5463 \text{ kg}$$

$$\text{Arus MgO } \langle 41 \rangle = 16565,463 \text{ kg}$$

*Catatan : Pada arus $\langle 41 \rangle$ dan arus $\langle 42 \rangle$ perhitungannya menggunakan *goal seek* pada *Microsoft excel*

No	Komponen	$\langle 40 \rangle$		$\langle 42 \rangle$		$\langle 41 \rangle$	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,99371	14909,355	0,99371	1656,5463	0,99371	16565,463
2	CaO	0,006286	94,309154	0,006286	10,478487	0,006286	104,78487
3	Al ₂ O ₃	1,49E-09	2,234E-05	1,49E-09	2,482E-06	1,49E-09	2,482E-05
4	Cr ₂ O ₃	9,61E-09	0,0001443	9,61E-09	1,603E-05	9,61E-09	0,0001603
5	NiO	3,97E-06	0,0594986	3,97E-06	0,0066108	3,97E-06	0,0661077
TOTAL		1	15003,724	1	1667,0315	0	16670,315

18. SCREEN 3



$\langle 41 \rangle$ = Arus yang masuk dari *ball mill 2* dan masuk ke *screen 3*

$\langle 42 \rangle$ = Arus *recycle* dari *screen 3* dengan asumsi 10% dari arus $\langle 41 \rangle$ yang masuk ke *screen 3* tidak lolos dan *direcycle* masuk ke *ball mill 2* kembali

$\langle 43 \rangle$ = Arus keluar dari *screen 3* dan kemudian masuk kedalam *splitter*

$$\text{Out} + \text{Consumption} = \text{In} + \text{Generation}$$

$$\text{Out} + 0 = \text{In} + 0$$

$$\text{Arus } \langle 43 \rangle + \text{Arus } \langle 42 \rangle = \text{Arus } \langle 41 \rangle$$

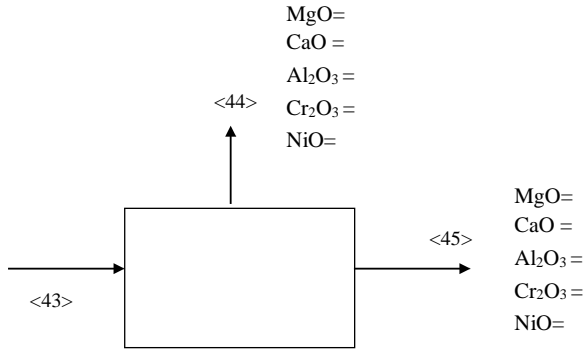
$$\text{Arus } \langle 43 \rangle = \text{Arus } \langle 41 \rangle - \text{Arus } \langle 42 \rangle$$

MgO arus <43> = MgO arus <41> - MgO arus <42>
 MgO arus <43> = 16565,463 kg – 1656,5436 kg
 MgO arus <43> = 14908,917 kg

No	Komponen	<41>		<42>		<43>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,99371	16565,463	0,99371	1656,5463	0,993710307	14908,917
2	CaO	0,006286	104,78487	0,006286	10,478487	0,006285717	94,306386
3	Al ₂ O ₃	1,49E-09	2,482E-05	1,49E-09	2,482E-06	1,48889E-09	2,234E-05
4	Cr ₂ O ₃	9,61E-09	0,0001603	9,61E-09	1,603E-05	9,61473E-09	0,0001443
5	NiO	3,97E-06	0,0661077	3,97E-06	0,0066108	3,96559E-06	0,0594969
TOTAL		1	16670,315	1	1667,0315	1	15003,283

19. SPLITTER

MgO = 99,3711%
 CaO = 0,6285%
 Al₂O₃ = 1,49x10⁻⁷%
 Cr₂O₃ = 9,61x10⁻⁷%
 NiO = 3,97x10⁻⁴%



<43> = Arus yang keluar dari *screen* 3 dan masuk ke *splitter*

<44> = Arus yang *displit* dan masuk kedalam reaktor 2

<45> = Arus produk yang dihasilkan

$$Out + Consumption = In + Generation$$

$$Out + 0 = In + 0$$

$$Arus <44> + Arus <45> = Arus <43>$$

$$Arus <45> = Arus <43> - Arus <44>$$

$$MgO \text{ arus } <45> = MgO \text{ arus } <43> - MgO \text{ arus } <44>$$

$$MgO \text{ arus } <45> = 14908,917 \text{ kg} - 4307,8953 \text{ kg}$$

$$MgO \text{ arus } <45> = 10601,022 \text{ kg}$$

No	Komponen	<43>		<44>		<45>	
		xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)	xm	Massa (kg)
1	MgO	0,99371	14908,917	0,99371	4307,8953	0,993710307	10601,022
2	CaO	0,006286	94,306386	0,006286	27,249601	0,006285717	67,056785
3	Al ₂ O ₃	1,49E-09	2,234E-05	1,49E-09	6,455E-06	1,48889E-09	1,588E-05
4	Cr ₂ O ₃	9,61E-09	0,0001443	9,61E-09	4,168E-05	9,61473E-09	0,0001026
5	NiO	3,97E-06	0,0594969	3,97E-06	0,0171915	3,96559E-06	0,0423054
TOTAL		1	15003,283	1	4335,1621	1	10668,121

Appendiks B

Perhitungan Neraca Energi

Data - data perencanaan produksi :

Kapasitas produksi MgO	= 76000 ton/tahun
Hari kerja	= 300 Hari/tahun
Jam kerja	= 24 Jam/hari
Jumlah produksi MgO	= 10.55556 kg/jam
Suhu Referensi	= 25 °C

Spesifikasi bahan baku dari pembuatan Magnesium yakni Slag Fe-Ni, dengan komposisi sebagai berikut :

1 Slag Fe-Ni sebagai bahan baku

No	Komponen	%wt	Massa (kg)
1	MgO	30.66	11804.1
2	Fe	8.92	3434.2
3	CaO	2.49	958.65
4	Al ₂ O ₃	2.4	924
5	Cr ₂ O ₃	0.72	277.2
6	Ni	0.08	30.8
7	SiO ₂	54.73	21071.05
TOTAL		100	38500

Data - data Heat Capacity (Cp) :

Komponen	a	b/2 (T)	c/T ²
MgO	10.86	0.000599	-208700
Fe	4.13	0.00319	0
CaO	10	0.00242	-108000
Al ₂ O ₃	22.08	0.004486	-522500
Cr ₂ O ₃	26	0.002	0
Ni	4.26	0.0032	0
SiO ₂	10.87	0.004356	-241200
HCl (liquid)	6.7	0.00042	0
O ₂	8.27	0.000129	-187700
N ₂	6.5	0.0005	0
H ₂	6.62	0.000405	0
MgCl ₂	17.3	0.001885	0
CaCl ₂	16.9	0.00193	0
AlCl ₃	31.2	0	0
CrCl ₃	23	0	0
NiO	11.3	0.001075	0
MgCl ₂ .6H ₂ O	77.1	0	0
HCl(gas)	6.7	0.00042	0
H ₂ O(gas)	8.22	0.000075	-4.5E-07

CO2	10.34	0.00137	-65166.7
-----	-------	---------	----------

(Sumber : Perry)

Komponen	Specific Heat (kkal/kmol.°C)			
	a+b(T)+c(T ²)+d(T ³)			
	a	b/2(T ²)	c/3(T ³)	d/4(T ⁴)
CH4	34.31	0.027345	0.00000122	-2.75E-09
C2H6	49.37	0.0696	-1.939E-05	1.82E-09
C3H8	68.03	0.11295	-0.0000437	7.9275E-09
C4H10	92.3	0.1394	-5.157E-05	8.745E-09
H2O (l)	18.3	0.23606	-0.0004463	3.2855E-07

(Sumber:Himmelblau)

Data - data Heat of Formation (ΔH_f) :

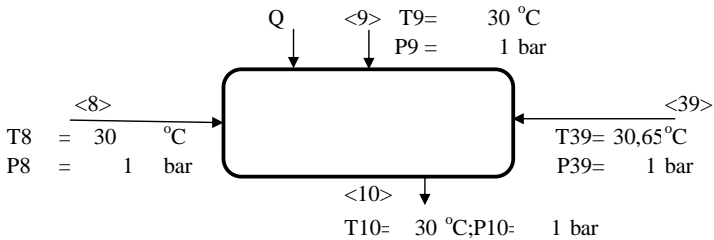
Komponen	ΔH_{f298} (kkal/mol)
MgO	-143840
Fe	0
CaO	-151700
Al2O3	-399090
Cr2O3	-268800
Ni	0
SiO2	-203350
HCl (liquid)	-39850
H2O(liquid)	-68315.76
O2	0
N2	0
H2	0
MgCl2	-189760
FeCl2	-100000
Fe(OH)3	-197300
Al(OH)3 (s)	-304800
Ni(OH)2 (s)	-128.599426
Ca(OH)2 (s)	-235.80306
CaCl2	-209150
Al(Cl)3	-243900
NiCl2	-94340
NiO	-58400
Fe2O3	-196495.284
MgCl2.6H2O	-597240
HCl (gas)	-22062.329
H2O(gas)	-57796.414
CO2	-94052
CH4	-17810.28
C2H6	-20032.98
C3H8	-25018.52
C4H10	-30063.81

Persamaan Heat Capacity (Cp) :

$$\frac{C_p}{R} = a + \frac{b}{2} T_{ref} \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{c}{3} T_{ref}^3 \left(\frac{T}{T_{ref}} \right)^2 + \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{D}{\left(\frac{T}{T_{ref}} \times T_{ref}^2 \right)}$$

$$C_p \Delta T = \left(a + \frac{b}{2} T_{ref} \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{c}{3} T_{ref}^3 \left(\frac{T}{T_{ref}} \right)^2 + \left(\frac{T}{T_{ref}} + 1 \right) + \frac{D}{\left(\frac{T}{T_{ref}} \times T_{ref}^2 \right)} \right) \times R \times (T - T_{ref})$$

1. Tangki Pengencer



Arus <8> adalah aliran HCl 37%

Arus <9> adalah aliran air

Arus <39> adalah arus HCl *recycle* dari absorber

Arus <10> adalah aliran HCl 20% yang akan masuk ke dalam reaktor *leaching*

$\Delta H_{in} = nC_p(298-T)K$
$\Delta H_{out} = nC_p(T-298)K$

$C_p \text{ H}_2\text{O} (30\text{C}) = 18.00148 \text{ kcal/kmol. K}$

(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Panas sensibel untuk komponen yang masuk ke tanki pengencer:

Komponen	$\Delta H_s \text{ inlet}$					
	<8>		<9>		<39>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)
HCl	325.49	-34.7621	0.00	104460.111	483.82	-34.7621
H ₂ O	1,123.83	-90.01	5,440.56	-90.01	4477.05	-90.01
ΔH_s (Kcal)	-112,467.86		-489,690.40		-419,785.84	
TOTAL	-1,021,944.09					

Panas sensibel untuk komponen yang keluar dari tanki pengencer:

Komponen	$\Delta H_s \text{ outlet}$	
	<10>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)
HCl	809.31	385.5
H ₂ O	6,564.43	90.01
ΔH_s (Kcal)	902,837.95	
TOTAL	902,837.95	

ΔH panas pengenceran HCl

HCl = 809.3136 kmol

H₂O = 6564.433 kmol

HCl : H₂O = 1 : 8
= HCl.8H₂O

Heat of solution (HCl.8H₂O) = -68,231 J/gmol HCl

(berdasarkan tabel 5.4 Himmelblau 6th ed) = -68,231 kJ/kmol HCl

$$= -13,197,978 \text{ kcal}$$

Dari data perhitungan diatas, maka panas total ΔH yang masuk dan keluar dari tangki pengencer adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai
 Energi yang terbentuk=0
 Energi yang terpakai=0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H - Q = 0$$

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{out} + \Delta H_{pengenceran} - Q = 0$$

$$\begin{aligned} (-1,021,944.093 + 902,837.95 + -13,197,978) \text{ kcal} - Q &= 0 \\ -13,317,084.222 \text{ kcal} - Q &= 0 \\ Q &= -13,317,084.222 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Hal ini berarti sistem mengeluarkan panas (Eksoterm)

Perhitungan massa air pendingin

Bahan pendingin Air (H₂O)

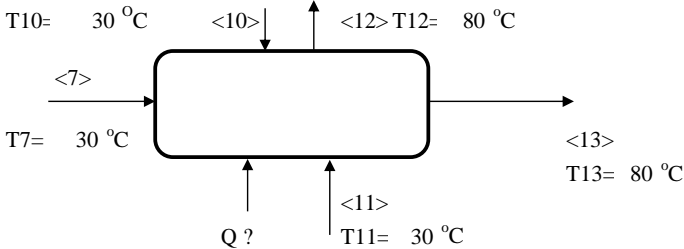
$$\text{Pada } T = 30 \text{ C, } \Delta H \text{ H}_2\text{O} = 125.79 \text{ kJ/kg}$$

$$= 30.06453 \text{ kcal/kg}$$

Sehingga, diperoleh massa air pendingin yang digunakan sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q}{\Delta H \text{ H}_2\text{O}} = \frac{13,317,084.222 \text{ kcal}}{30.06453155 \text{ kcal/kg}} \\ &= 442,949.999 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Reaktor I



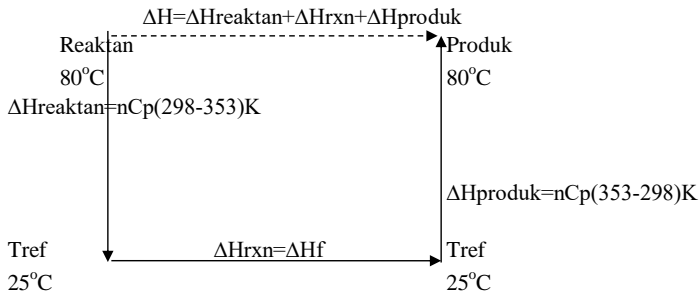
<7> = Aliran feed masuk yaitu *slag Ferronickel*

<10> = Aliran HCl 20%

<11> = Aliran udara masuk

<12> = Aliran gas keluar

<13> = Aliran produk berupa *slurry*



Panas sensibel untuk komponen yang masuk kedalam reaktor I

Komponen	<7>		<11>		<10>	
	ni (kmol)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)
MgO	292.902	-4,413.275	0.000	-4,413.275	0.000	-4,413.275
Fe	61.489	-341.368	0.000	-341.368	0.000	-341.368
CaO	17.094	-2,600.284	0.000	-2,600.284	0.000	-2,600.284
Al ₂ O ₃	9.059	-10,875.003	0.000	-10,875.003	0.000	-10,875.003
Cr ₂ O ₃	1.824	-1,501.610	0.000	-1,501.610	0.000	-1,501.610
Ni	0.525	-348.876	0.000	-348.876	0.000	-348.876
SiO ₂	350.654	-5,139.271	0.000	-5,139.271	0.000	-5,139.271
HCl 20%	0.000	-383.538	0.000	-383.538	7,373.75	-383.538
O ₂	0.000	-3,872.196	16.909	-3,872.196	0.000	-3,872.196
N ₂	0.000	-375.403	63.615	-375.403	0.000	-375.403
ΔHs (Kcal)	-3,261,636.344		-89,358.030		-2,828,112.739	
TOTAL	-6,179,107.114					

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (80^\circ\text{C}) = 18.060513 \text{ kkal/kmol. K}$$

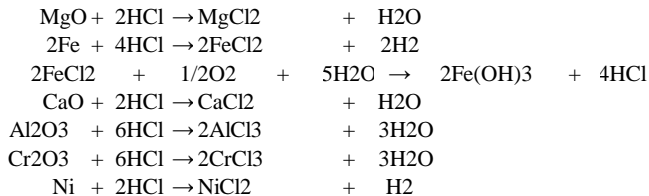
(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Panas sensibel untuk komponen yang keluar dari reaktor I :

Komponen	<12>		<13>	
	ni (kmol)	$\int C_{pdT}$	ni (kmol)	$\int C_{pdT}$
		(kcal/kmol)		(kcal/kmol)
SiO ₂	0.00	5,139.27	350.65	5,139.27
HCl	0.00	383.54	249.37	383.54
H ₂ O(l)	0.00	993.33	6,753.35	993.33
O ₂	1.54	3,872.20	0.00	3,872.20
N ₂	63.62	375.40	0.00	375.40
H ₂	62.01	378.60	0.00	378.60
MgCl ₂	0.00	1,018.99	292.90	1,018.99
Fe(OH) ₃	0.00	0.00	61.49	0.00
CaCl ₂	0.00	998.60	17.09	998.60
AlCl ₃	0.00	1,716.00	18.12	1,716.00
CrCl ₃	0.00	1,265.00	3.65	1,265.00
NiCl ₂	0.00	0.00	0.52	0.00
ΔH_s (Kcal)	53,312.16		8,957,283.48	
TOTAL	9,010,595.64			

ΔH Reaksi Pembentukan

Reaksi yang terjadi di reaktor I antara lain :



Panas pembentukan untuk Reaktan

Komponen	ni (kmol)	ΔH_f	ΔH_f
		(kcal/kmol)	kcal
MgO	292.90	-143,840.00	-42,131,021.36
Fe	61.49	0.00	0.00
FeCl ₂	61.49	-100,000.00	-6,148,892.29
CaO	17.09	-151,700.00	-2,593,176.83
Al ₂ O ₃	9.06	-399,090.00	-3,615,239.93
Cr ₂ O ₃	1.82	-268,800.00	-490,200.08
Ni	0.52	0.00	0.00
HCl	809.31	-39,850.00	-32,251,148.75
H ₂ O	153.72	-68,315.76	-10,501,656.25
O ₂	15.37	0.00	0.00
TOTAL			-97,731,335.50

Panas pembentukan untuk Produk

Komponen	ni (kmol)	ΔH_f	ΔH_f
		(kcal/kmol)	kcal
HCl	122.98	-39,850.00	-4,900,667.16
H ₂ O	342.64	-68,315.76	-23,407,930.91
H ₂	62.01	0.00	0.00
MgCl ₂	292.90	-189,760.00	-55,581,080.46
Fe(Cl) ₂	61.49	-100,000.00	-6,148,892.29
Fe(OH) ₃	61.49	-197,300.00	-12,131,764.49
CaCl ₂	17.09	-209,150.00	-3,575,233.57
AlCl ₃	18.12	-243,900.00	-4,418,837.95
CrCl ₃	3.65	0.00	0.00
NiCl ₂	0.52	-94,340.00	-49,499.75
TOTAL			-110,213,906.59

Sehingga, $\Delta H_f \text{ total} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$
 $= -110,213,906.59 \text{ kcal} - -97,731,335.50 \text{ kcal}$
 $\Delta H_f \text{ total} = \Delta H_{rxn} = -12,482,571.09 \text{ kcal (EKSOTERM)}$

Dari data perhitungan panas pembentukan dan panas sensibel diatas, maka panas total ΔH yang masuk dan keluar dari reaktor I adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai
Energi yang terbentuk=0
Energi yang terpakai=0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H - Q = 0 \text{ Dimana; } \Delta H = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{rxn} + \Delta H_{produk}$$

$$\Delta H_{reaktan} + \Delta H_{rxn} + \Delta H_{produk} - Q = 0$$

$$(-6,179,107.114 + -12,482,571.09 + 9,010,595.64) \text{ kcal} - Q = 0$$

$$-9,651,082.567 \text{ kcal} - Q = 0$$

$$Q = -9,651,082.567 \text{ kcal}$$

Hal ini berarti sistem mengeluarkan panas

Perhitungan massa air pendingin

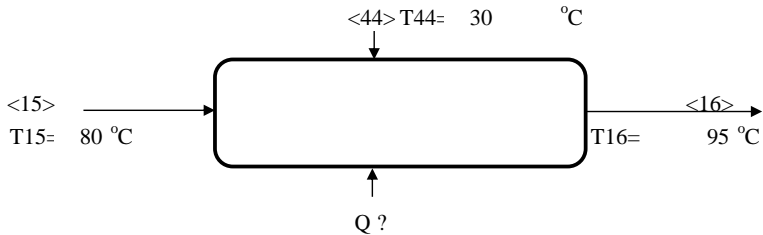
Bahan pendingin Air (H₂O)

Pada T = 27 C, ΔH H₂O = 125.79 kJ/kg
= 30.06453 kkal/kg

Sehingga, diperoleh massa air pendingin yang digunakan sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q}{\Delta H \text{ H}_2\text{O}} = \frac{9,651,082.567 \text{ kcal}}{30.06453155 \text{ kcal/kg}} \\ &= 321,012.238 \text{ kg} \end{aligned}$$

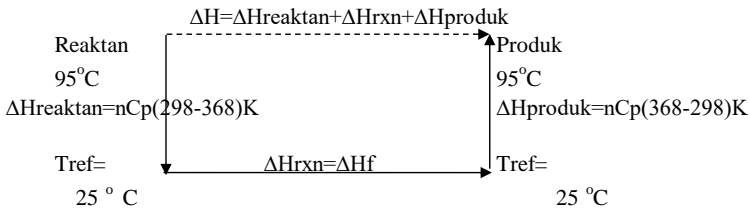
3. Reaktor 2



<15> = Arus larutan masuk dari reaktor I yang sudah difiltrasi

<44> = Arus *recycle* MgO yang digunakan untuk netralisasi

<16> = Aliran larutan yang sudah dinetralisasi



$$C_p \text{ H}_2\text{O} (95^\circ\text{C}) = 18.060513 \text{ kkal/kmol. K}$$

(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Panas sensibel untuk komponen yang masuk kedalam reaktor II

Komponen	<15>		<44>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)
MgO	0.000	-3769.53064	49.191	-3769.530641
CaO	0.000	-2355.67754	0.000	-2355.677543
Al ₂ O ₃	0.000	-9218.99972	0.000	-9218.999724
Cr ₂ O ₃	0.000	-1913.24	0.000	-1913.24
HCl	98.382	-488.5804	0.000	-488.5804
H ₂ O	5.402.683	-1264.23591	0.000	-1,264.236
MgCl ₂	234.322	-1298.8787	0.000	-1298.8787
CaCl ₂	13.675	-1272.9766	0.000	-1272.9766
AlCl ₃	14.494	-2184	0.000	-2184
CrCl ₃	2.918	-1610	0.000	-1610
NiCl ₂	0.420	0.000	0.000	0.000
Ca(OH) ₂ (aq)	0.000	0.000	0.000	0.000
Ca(OH) ₂ (s)	0.000	0.000	0.000	0.000
Ni(OH) ₂ (aq)	0.000	0.000	0.000	0.000
Ni(OH) ₂ (s)	0.000	0.000	0.000	0.000
Al(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000	0.000	0.000
Al(OH) ₃ (s)	0.000	0.000	0.000	0.000
Cr(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000	0.000	0.000
Cr(OH) ₃ (s)	0.000	0.000	0.000	0.000

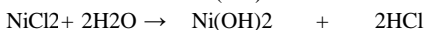
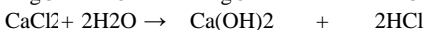
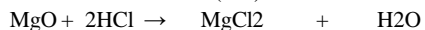
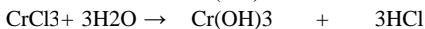
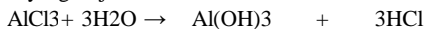
NiO	0.000	-841.1165	0.000	-841.1165
ΔH_s (Kcal)	-7,236,449.70		-185,425.44	
TOTAL	-7,421,875.137			

Panas sensibel untuk komponen yang keluar dari reaktor II :

Komponen	<16>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)
MgO	0.000	3769.53064
CaO	0.000	2355.67754
Al ₂ O ₃	0.000	9218.99972
Cr ₂ O ₃	0.000	1913.24
HCl	80.427	488.5804
H ₂ O	5,371.448	1,264.236
MgCl ₂	283.512	1298.8787
CaCl ₂	0.000	1272.9766
AlCl ₃	0.000	2184
CrCl ₃	0.000	1610
NiCl ₂	0.000	0.000
Ca(OH) ₂ (aq)	1.419	0.000
Ca(OH) ₂ (s)	12.256	0.000
Ni(OH) ₂ (aq)	0.001	0.000
Ni(OH) ₂ (s)	0.419	0.000
Al(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000
Al(OH) ₃ (s)	14.494	0.000
Cr(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000
Cr(OH) ₃ (s)	2.918	0.000
NiO	0.000	841.1165
ΔH_s (Kcal)	7,198,320.59	
TOTAL	7,198,320.59	

ΔH Reaksi Pembentukan

Reaksi yang terjadi di reaktor II antara lain :



Panas pembentukan untuk Reaktan yang masuk ke reaktor II :

Komponen	ni (kmol)	$\Delta \bar{H}_f$	ΔH_f
		(kcal/kmol)	(kcal)
MgO	49.19	-143,840.00	-7,075,563.30
HCl	98.38	-39,850.00	-3,920,483.84
H ₂ O	80.43	-68,315.76	-5,494,326.77

CaCl ₂	13.68	-209150	-2,860,186.86
AlCl ₃	14.49	-243900	-3,535,070.36
CrCl ₃	2.92	0.00	0.00
NiCl ₂	0.42	-94,340.00	-39,599.80
TOTAL			-22,925,230.92

Panas pembentukan untuk produk yang keluar dari reaktor II :

Komponen	ni (kmol)	ΔH_f	ΔH_f
		(kcal/kmol)	(kcal)
HCl	80.43	-39,850.00	-3,204,954.78
MgCl ₂	49.19	-189,760.00	-9,334,391.63
Ca(OH) ₂ (s)	13.68	-235.80	-3,224.68
Ni(OH) ₂ (s)	0.42	-128.60	-53.98
Al(OH) ₃ (s)	14.49	-304,800.00	-4,417,750.90
Cr(OH) ₃ (s)	2.92	0.00	0.00
H ₂ O	49.19	-68,315.76	-3,360,487.24
TOTAL			-20,320,863.21

Sehingga, $\Delta H_f \text{ total} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

$$= -20,320,863.21 \text{ kcal} - -22,925,230.92 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_f \text{ total} = \Delta H_r = 2,604,367.71 \text{ kcal} \quad (\text{ENDOTERM})$$

Dari data perhitungan panas pembentukan dan panas sensibel diatas, maka panas total ΔH yang masuk dan keluar dari reaktor II adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai

Energi yang terbentuk=0

Energi yang terpakai =0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H - Q = 0 \text{ Dimana; } \Delta H = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{rxn}} + \Delta H_{\text{produk}}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{rxn}} + \Delta H_{\text{produk}} - Q = 0$$

$$(-7,421,875.137 + 2,604,367.71 + 7,198,320.59) \text{ kcal} - Q = 0$$

$$2,380,813.167 \text{ kcal} - Q = 0$$

$$Q = 2,380,813.167 \text{ kcal}$$

Hal ini berarti sistem membutuhkan panas

Perhitungan massa steam

Steam saturated masuk pada suhu 150°C

$$H_v = 2746.5 \text{ kJ/kg}$$

$$H_L = 632.2 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 2114.3 \text{ kJ/kg} = 505.3177 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{Massa steam} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{2,380,813.167 \text{ kcal}}{505.32 \text{ kcal/kg}}$$

$$= 4711.517 \text{ kg}$$

4. Absorber

$$T_{37} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \langle 37 \rangle \quad \uparrow \langle 38 \rangle \quad T_{38} = 45\text{ }^{\circ}\text{C}$$



$$T_{39} = 30.65\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \langle 39 \rangle \quad \uparrow \langle 36 \rangle \quad T_{36} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$$

<36> = Arus gas yang akan diabsorb

<37> = Arus air masuk

<38> = Aliran gas yang keluar dari tangki absorber

<39> = HCl recycle hasil absorpsi

323

$\Delta H_{in} = nC_p(298-T)K$
$\Delta H_{out} = nC_p(T-298)K$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (50^{\circ}\text{C}) = 18.000763 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (40^{\circ}\text{C}) = 17.995266 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (30^{\circ}\text{C}) = 18.00148 \text{ kkal/kmol. K}$$

(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Panas sensibel untuk komponen yang masuk ke absorber I

Komponen	<36>		<37>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)
HCl	507.602	-174.0205	0.000	-34.7621
H ₂ O	1,534.785	-450.019075	3,979.596	-90.007
O ₂	138.220	-7716.75273	0.000	-37581.73765
N ₂	1,560.121	-170.2625	0.000	-34.0025
CO ₂	143.583	-2886.43593	0.000	-13089.15025
ΔH_s (Kcal)	-2,525,695.35		-358,193.08	
TOTAL	-2,883,888.433			

Panas sensibel untuk komponen yang keluar dari absorber I :

Komponen	<39>		<38>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)
HCl	483.821	39.2916201	23.781	139.1744
H ₂ O	4,477.045	101.73141	1,037.336	360.01526
O ₂	0.000	33260.8873	138.220	9551.98928
N ₂	0.000	38.4333721	1,560.121	136.16
CO ₂	0.000	11594.4027	143.583	3482.01175
ΔH_s (Kcal)	474,466.24		2,409,422.19	
TOTAL	2,883,888.433			

Dari data perhitungan panas pembentukan dan panas sensibel diatas, maka panas total ΔH yang masuk dan keluar dari absorber I adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai

Energi yang terbentuk=0

Energi yang terpakai =0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H - Q = 0$$

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{out} - Q = 0$$

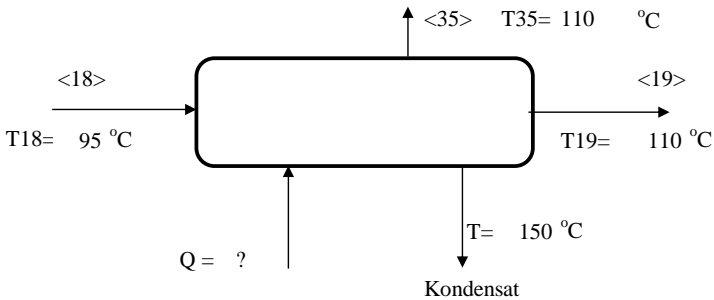
$$\begin{array}{rclclcl} -2,883,888.433 & \text{kcal} & + & 2,883,888.433 & \text{kcal} & = & Q \\ 0.000 & \text{kcal} & = & & & & \end{array}$$

Hal ini berarti sistem adiabatik

Error 0.000

Error 0.000

5. EVAPORATOR



<18> = Arus filtrat hasil filtrasi yang keluar dari reaktor II

<35> = Arus H₂O yang menguap

<19> = Arus produk keluaran yang berupa larutan yang lebih pekat

$\Delta H_{in} = nC_p(298-T)K$
$\Delta H_{out} = nC_p(T-298)K$

$C_p \text{ H}_2\text{O} (95^\circ\text{C}) = 18.060513 \text{ kkal/kmol.K}$
(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

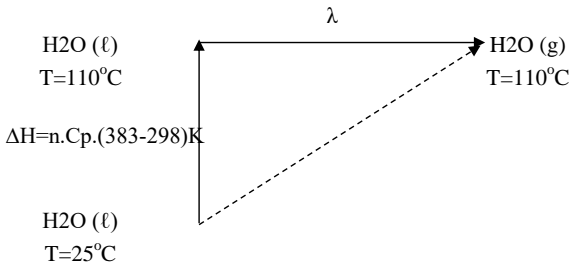
Panas sensibel untuk komponen yang masuk kedalam evaporator

Komponen	<18>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)
HCl (l)	0.000	-488.5804
H ₂ O (l)	4329.329	-1264.236
MgCl ₂	258.980	-1298.8787
CaCl ₂	0.000	-1272.9766
NiCl ₂	0.000	0.000
Ca(OH) ₂ (aq)	1.154	0.000
Ni(OH) ₂ (aq)	0.001	0.000
Al(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000
Cr(OH) ₃ (aq)	0.000	0.000
$\Delta H_s(\text{Kcal})$	-5809677.464	
TOTAL	-5809677.464	

$C_p \text{ H}_2\text{O} (110^\circ\text{C}) = 18.187422 \text{ kkal/kmol.K}$
(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Panas sensibel untuk komponen yang keluar dari evaporator

Komponen	<35>		
	ni (kmol)	$\int CpdT$	ΔH_{vap}
		(kcal/kmol)	(kcal/kg)
HCl (l)	0.000	593.8117	
H2O (l)	1601.852	1545.931	
H2O (g)			533.018
MgCl2	0.000	1579.61323	
CaCl2	0.000	1548.21805	
NiCl2	0.000	0.000	
Ca(OH)2(aq)	0.000	0.000	
Ni(OH)2(aq)	0.000	0.000	
Al(OH)3(aq)	0.000	0.000	
Cr(OH)3(Aq)	0.000	0.000	
ΔH_s (Kcal)	17845031.402		
TOTAL	17845031.402		



$$\begin{aligned}
 \Delta H_{vap} &= H \text{ saturated vapor} - H \text{ Liquid} \\
 &= 2691.500 \text{ kJ/kg} - 461.300 \text{ kJ/kg} \\
 &= 2230.200 \text{ kJ/kg} \\
 &= 533.018 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis A.2-9 P962)

Komponen	<19>	
	ni (kmol)	$\int CpdT$
		(kcal/kmol)
HCl (l)	0.000	593.812
H2O (l)	2727.477	1545.931
MgCl2	258.980	1579.613
CaCl2	0.000	1548.218
NiCl2	0.000	0.000
Ca(OH)2(aq)	1.154	0.000
Ni(OH)2(aq)	0.001	0.000
Al(OH)3(aq)	0.000	0.000
Cr(OH)3(Aq)	0.000	0.000
ΔH_s (Kcal)	4625580.270	

TOTAL	4625580.270
-------	-------------

Dari data perhitungan panas pembentukan dan panas sensibel diatas, maka panas total ΔH yang masuk dan keluar evaporator adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai

Energi yang terbentuk=0

Energi yang terpakai =0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H - Q = 0 ; \Delta H = \Delta H_{in} + \Delta H_{out}$$

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{out} - Q = 0$$

$$-5,809,677.464 \text{ kkal} + 22,470,611.67 \text{ kkal} - Q = 0$$

$$16,660,934.208 \text{ kkal} - Q = 0$$

$$Q = 16,660,934.208 \text{ kkal}$$

Q sistem bertanda positif. Hal ini berarti sistem membutuhkan panas

Perhitungan massa steam

Steam saturated masuk pada suhu 150°C

$$H_v = 2746.5 \text{ kJ/kg}$$

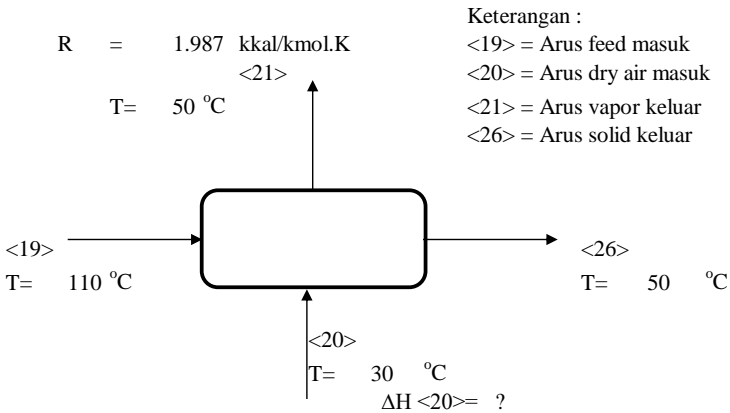
$$H_L = 632.2 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 2114.3 \text{ kJ/kg} = 505.3177 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Massa steam} = \frac{Q}{\lambda} = \frac{\text{##### kkal}}{505.32 \text{ kkal/kg}}$$

$$= 32971 \text{ kg}$$

6. SPRAY DRYER



1 Arus <19>

$$T = 110 \quad C = 383 \quad K$$

$$T_{ref} = 25 \quad C = 298 \quad K$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} (110^\circ\text{C}) = 18.187422 \quad \text{kkal/kmol.K}$$

(Perry 7ed. Tabel 2-305 p. 2-413)

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH (kkal)
H ₂ O	49094.5926	2727.48	1545.93087	4216491.458
MgCl ₂	24680.82892	258.98	1579.613225	409088.8118
Ca(OH) ₂ (aq)	87.67666876	1.15364	0	0
Ni(OH) ₂ (aq)	0.050714594	0.00054	0	0
Al(OH) ₃ (aq)	2.34375E-05	3E-07	0	0
Cr(OH) ₃ (aq)	0.000134117	1.3E-06	0	0
TOTAL ΔH di Arus <19>				4625580.27

2 Arus <20>

Lingkungan

$$T \text{ udara} = 30 \quad C \quad \left| \begin{array}{l} \text{Water vapor pressure at } T_{air} = 4245 \quad \text{Pa} \\ \text{Partial water vapor pressure} = 3396 \quad \text{Pa} \end{array} \right.$$

$$RH = 80 \quad \%$$

$$H = 0.02157 \quad \text{kg H}_2\text{O/ kg dry air}$$

Inlet Spray Dryer

$$T = 110 \quad C = 383 \quad K$$

$$T_{ref} = 25 \quad C = 298 \quad K$$

$$RH = 2\% \quad \left| \text{Water vapor pressure at } T = 143310 \quad \text{Pa} \right.$$

$$H = 0.02157 \quad \text{kg H}_2\text{O/ kg dry air}$$

$$\text{Trial massa udara kering} = 1672656.56 \quad \text{kg}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 36079.189 \quad \text{kg}$$

$$\Delta H = 236775559.19 \quad \text{kJ} = 56644870.62 \quad \text{kkal}$$

3 Arus <21>

$$\begin{aligned}
 T &= 50 \text{ C} = 323 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \\
 \text{Massa udara kering} &= 1672656.56 \text{ kg} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 85173.781 \text{ kg} \\
 H &= 0.0509213 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H = 254065625 \text{ kJ} = 60781249.9 \text{ kkal}$$

4 Arus <26>

$$\begin{aligned}
 T &= 50 \text{ C} = 323 \text{ K} & \frac{T}{T_{\text{ref}}} &= 1.083893 \\
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH (kkal)
Ca(OH)2(aq)	87.67666876	1.15364	0	0
Ni(OH)2(aq)	0.050714594	0.00054	0	0
Al(OH)3(aq)	2.34375E-05	3E-07	0	0
Cr(OH)3(aq)	0.000134117	1.3E-06	0	0
MgCl2.6H2O	51597.69432	253.801	1927.5	489200.9631
TOTAL ΔH di Arus 26				489200.9631

Perhitungan Massa Dry Air

$$\Delta H \text{ masuk} - \Delta H \text{ keluar} = Q$$

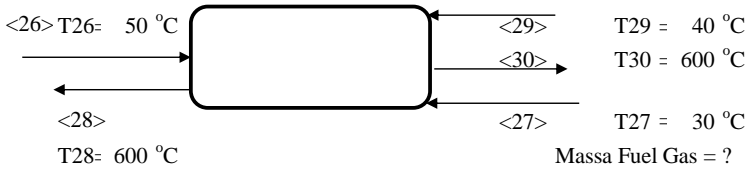
$$Q = 0 \text{ kkal (Adiabatis)}$$

$$\Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ keluar}$$

ΔH masuk (kkal)		ΔH keluar (kkal)	
ΔH Arus <19>		ΔH Arus <26>	
H2O	4216491.5	H2O	0
MgCl2	409088.81	Ni(OH)2 (s)	0
Ca(OH)2(aq)	0	Al(OH)3 (s)	0
Ni(OH)2(aq)	0	Cr(OH)3 (s)	0
Al(OH)3(aq)	0	MgCl2.6H2O	489200.9631
Cr(OH)3(aq)	0	TOTAL <26>	489200.9631
TOTAL <19>	4625580.3		
ΔH Arus <20>		ΔH Arus <21>	
Dry air	56644871	Dry air	60781249.93
TOTAL	61270451	TOTAL	61270451

ΔH masuk =	61270450.89
ΔH keluar =	61270450.89
error	0

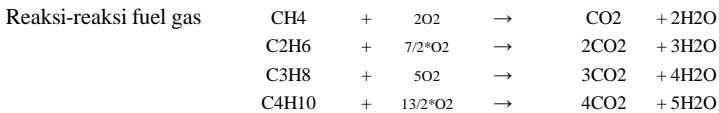
7. KILN



- <26> = Arus produk yang masuk
 <30> = Arus produk yang keluar
 <29> = Arus udara keluaran dari cooler
 <27> = Arus fuel gas
 <28> = Arus gas keluar yang bercampur dengan padatan yang terikut

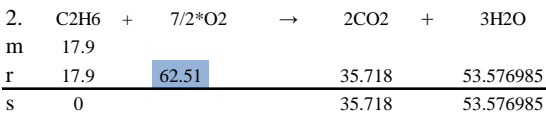
Basis = 1 jam operasi

Asumsi = Terjadi pembakaran sempurna dengan eksese udara 50%



Asumsi Mol fuel gas = 223.237436 kmol

Komponen	BM	% mol	n (kmol)	m (kg)
CH ₄	16	88	196.4489433	3143.183092
C ₂ H ₆	30	8	17.85899484	535.7698453
C ₃ H ₈	44	2.5	5.580935888	245.5611791
C ₄ H ₁₀	58	1.5	3.348561533	194.2165689
TOTAL		100	223.2374355	4118.730686



m	3.3			
r	3.3	21.8	13.39	16.74281
s	0		13.39	16.74281

$$\text{O}_2 \text{ teoritis dari udara} = 2 \text{ mol CH}_4 + 7/2 \text{ mol C}_2\text{H}_6 + 5 \text{ mol C}_3\text{H}_8 + 13/2 \text{ mol C}_4\text{H}_{10} \\ = 505.074698 \text{ kmol}$$

$$\% \text{ekses udara} = \frac{\text{Udara masuk} - \text{Udara teoritis}}{\text{O}_2 \text{ teoritis}} \times 100\%$$

$$\text{O}_2 \text{ masuk dari udara} = (\text{O}_2 \text{ teoritis udara} \times \text{ekses udara}) + \text{O}_2 \text{ teoritis dari udara} \\ = 555.582168 \text{ kmol}$$

Komposisi Udara yang Masuk

Komponen	BM	% mol	n (kmol)	m (kg)
O ₂	32	0.21	555.582	17778.6294
N ₂	28	0.79	2090.05	58521.3217
Total		1	2645.63	76299.951

Fuel gas habis terbakar dan menghasilkan gas keluaran seperti pada tabel berikut ini

Komponen	BM	Masuk <29>	Reaksi (kmol)				Keluar <28>
		kmol	1	2	3	4	kmol
O ₂	32	555.5821677	-393	-63	-27.9047	-21.7656	50.50746979
N ₂	28	2090.047202	0	0	0	0	2090.047202
CO ₂	44	0	196.4	35.7	16.74281	13.39425	262.3039867
H ₂ O	18	0	392.9	53.6	22.32374	16.74281	485.5414223
Total		2645.62937					2888.400081

Neraca Energi

Panas pembentukan untuk komponen yang masuk kedalam kiln :

Komponen	ni (kmol)	<26>			
		ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_f (kcal)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ΔH_s (kcal)
Ca(OH) ₂	1.135	-235.803	-267.663	0.000	0.000
Ni(OH) ₂	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
Al(OH) ₃	0.000	-304800.000	-0.090	0.000	0.000
Cr(OH) ₃	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NiO	0.000	-58400.000	0.000	0.000	0.000
MgCl ₂ .6H ₂ O	222.273	-597240.000	-132750616.8	1927.5	428432.144
CaCl ₂ .6H ₂ O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NiCl ₂ .6H ₂ O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL			-132750884.5		428.432
ΔH_{26}			-132322452.401		

Komponen	ni (kmol)	<29>			
		ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_f (kcal)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ΔH_s (kcal)
O ₂	555.582	0.000	0.000	12638.566	7021761.683

N2	2090.047	0.000	0.000	102.0825	213357.244
TOTAL			0.0		7,235,119
ΔH_{29}	7235118.926				

Komponen	ni (kmol)	<27>			
		ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_f (kcal)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ΔH_s (kcal)
CH4	196.449	-17,810.280	-3498810.685	179.0826	35180.587
C2H6	17.859	-20,032.980	-357768.886	265.77024	4746.389
C3H8	5.581	-25,018.520	-139626.756	370.71749	2068.951
C4H10	3.349	-30,063.810	-100670.518	499.25209	1671.776
TOTAL	223.237		-4096876.8		43,668
ΔH_{27}	-4053209.142				

Panas pembentukan untuk komponen yang keluar dari kiln :

Komponen	ni (kmol)	<28>			
		ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_f (kcal)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ΔH_s (kcal)
MgO	7.550	-143840.000	-1086018.929	7010.4415	52930.146
CaO	0.034	-151700.000	-5206.374	7567.2726	259.710
Al2O3	0.000	-399090.000	-0.002	16624.895	0.000
Cr2O3	0.000	-268800.000	-0.005	16296.65	0.000
HCl(g)	755.019	-22062.329	-16657471.429	4135.2965	3122226.3
H2O(g)	2153.328	-57796.414	-124454646.093	4776.9994	10286447.3
O2	279.085	0.000	0.000	5168.5437	1442464.606
N2	2090.074	0.000	0.000	4074.1625	8515299.7
CO2	143.583	-94052.000	-13504271.379	6981.2886	1002394.6
TOTAL			-155707614.2		24,422,022
-131285591.9					

Komponen	ni (kmol)	<30>			
		ΔH_f (kcal/kmol)	ΔH_f (kcal)	$\int C_{pd}T$ (kcal/kmol)	ΔH_s (kcal)
MgO	369.959	-143840.000	-53214927.504	13225	4892710.1
CaO	0.706	-151700.000	-107166.282	44332.5	31318.057
Al2O3	0.000	-399090.000	-0.056	4135.2965	0.001
Cr2O3	0.000	-268800.000	-0.299	4776.9994	0.005
TOTAL			-53322094.1		4,924,028
-48398066.0					

Neraca Energi yang masuk dan keluar kiln adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem =

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai

Energi yang terbentuk=0

Energi yang terpakai =0

Masuk (kcal)			
	ΔH_f	$\Delta H_{\text{sensibel}}$	$\Delta H = \Delta H_f + \Delta H_{\text{sensibel}}$
<26>	-132,750,884.54	428,432.144	-132,322,452.400645
<29>	0.00	7,235,118.926	7,235,118.926032
<27>	-4,096,876.85	43,667.704	-4,053,209.142068
TOTAL			-129,140,542.617

$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{<26>} + \Delta H_{<29>} + \Delta H_{<27>}$$

Keluar (kcal)			
	ΔH_f	$\Delta H_{\text{sensibel}}$	$\Delta H = \Delta H_f + \Delta H_{\text{sensibel}}$
<28>	-155,707,614.21	24,422,022.344	-131,285,591.8671880
<30>	-53,322,094.14	4,924,028.131	-48,398,066.0102045
TOTAL			-179,683,657.877

$$\Delta H_{\text{keluar}} = \Delta H_{<28>} + \Delta H_{<30>}$$

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$
4. Adiabatis; $Q=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

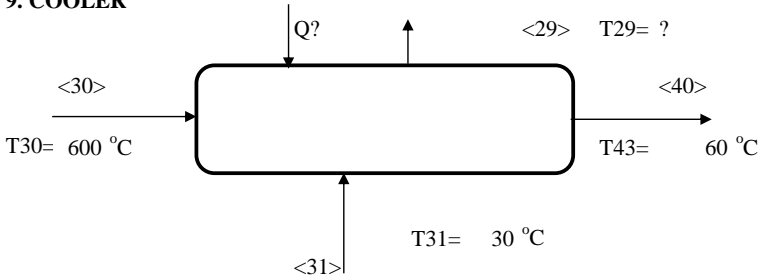
$$\Delta H = 0$$

Energi masuk - Energi keluar = 0

$$-129,140,542.617 \text{ kkal} - (-179,683,657.877 \text{ kkal}) = 50,543,115.261 \text{ kkal}$$

$$\text{Error} = 50543115.26$$

9. COOLER



- <30> = Arus feed masuk yang masih panas
- <40> = Arus keluaran produk yang telah dingin
- <31> = Arus aliran masuk udara pendingin
- <29> = Udara keluaran yang kemudian akan masuk ke kiln

$\Delta H_{in} = nC_p(298-T)K$
$\Delta H_{out} = nC_p(T-298)K$

Input

Komponen	<30>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)
MgO	369.959	-13225
CaO	1.682	-44332.5
Al ₂ O ₃	0.000	-4135.2965
Cr ₂ O ₃	0.000	-4776.999375
NiO	0.001	0
ΔH_s (kkal)		-4967263.579
TOTAL		-4967263.579

Output

Komponen	<40>	
	ni (kmol)	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)
MgO	369.959	6356.175015
CaO	1.682	3489.159986
Al ₂ O ₃	0.000	15800.4337
Cr ₂ O ₃	0.000	954.17
NiO	0.001	419.241375
ΔH_s (kkal)		2357393.277
TOTAL		2357393.277

Dari data perhitungan panas pembentukan dan panas sensibel diatas, maka panas total

ΔH yang masuk dan keluar cooler adalah :

Akumulasi energi di dalam sistem = 0

Energi masuk- Energi keluar + Energi yang terbentuk- Energi yang terpakai

Energi yang terbentuk=0

Energi yang terpakai =0

ASUMSI

1. Steady state $\Delta E = 0$
2. Energi kinetik dan energi potensial kecil sehingga bisa diabaikan
3. $W=0$

$$\Delta E = \Delta H + \Delta P + \Delta K = Q + W$$

$$0 = \Delta H + 0 + 0 = Q + 0$$

$$\Delta H = Q$$

$$\Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} = Q$$

$$2,357,393.277 \text{ kkal} + (-4,967,263.579 \text{ kkal}) = Q$$
$$-2,609,870.302 \text{ kkal} = Q$$

Q sistem bernilai negatif. Hal ini berarti sistem mengeluarkan panas

Temperatur udara keluaran

Akumulasi = 0

$$Q + \Delta H \text{ udara masuk} - \Delta H \text{ udara keluar} = 0$$

$$\Delta H \text{ udara keluar} = Q + \Delta H \text{ udara masuk}$$

Diketahui : Untuk dialirkan ke kiln

$$\text{Massa udara yang dibutuhkan} = 76300 \text{ kg}$$

$$\text{Mol udara yang dibutuhkan} = 2640.14 \text{ kmol}$$

Dari tabel 2-187 Perry

$$\Delta H \text{ udara masuk (T=30}^\circ\text{C)} = 12348 \text{ J/mol}$$

$$= 2951.24 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H \text{ udara masuk} = 2951.24 \text{ kkal/kmol} \times 2640.137 \text{ kmol}$$

$$= 7791684.546 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ udara keluar} = Q + \Delta H \text{ udara masuk}$$

$$= 2,609,870.302 \text{ kkal} + 7791684.546 \text{ kkal}$$

$$= 10,401,554.848 \text{ kkal}$$

$$= 3939.778874 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 16484.03481 \text{ J/mol}$$

Dari tabel 2-187 Perry

$$T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	45,000	ton/tahun	
	=	6,250.00	kg/jam	
Lama operasi	=	300	hari/tahun	
Basis	=	1	tahun	
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	Rp14,685.00		(23 Desember 2018, 17:47) (<i>bi.go.id</i>)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2019		
Mulai konstruksi, tahun	=	2019		
Lama konstruksi	=	2	tahun	
Mulai beroperasi, tahun	=	2021		

D.1 HARGA TANAH

Diperkirakan luas tanah dan bangunan yang diperlukan untuk pendirian pabrik adalah 100,000 m². Pabrik akan didirikan di Pomala, Sulawesi Tenggara, berdasarkan berbagai macam pertimbangan meliputi ketersediaan bahan baku, sarana transportasi, ketersediaan air, listrik, dan sebagainya.

Luas tanah	=		100,000	m ²	
Harga tanah per m ²	=	Rp	100,000		
Harga tanah total	=		100,000	x	Rp 100,000
	=	Rp	10,000,000,000		

D.2 HARGA PERALATAN

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan asumsi telah dilakukan perjanjian mengenai pengadaan peralatan yang akan dimulai pada tahun 2018 akan dibeli dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani.

Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada tahun yang lalu diketahui maka harga alat pada tahun sekarang dapat dicari dengan menggunakan *Marshall and Swift equipment index*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

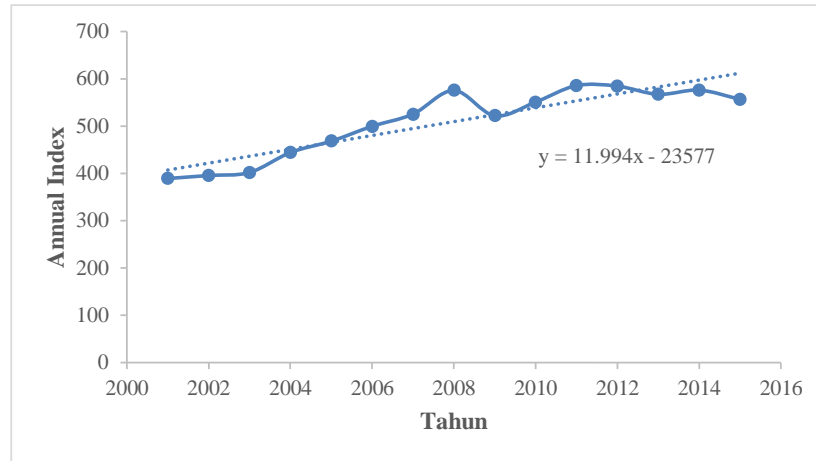
$$\text{Harga alat} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun x}} \times \text{Harga tahun x}$$

Tabel D.1 Marshall and Swift Equipment Cost Index

Tahun	Annual Index
2001	389.2
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8

2016	541.7
------	-------

(chemical engineering plant cost index)



Gambar D.1 Kurva Marshall and Swift Equipment Cost Index

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2020. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan :
 a = \bar{y} harga rata-rata y
 b = $\frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$, slope garis least square

Tabel D.2 Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2002	395.6	4,008,004.00	156,499.36	791,991.20
2	2003	402	4,012,009.00	161,604.00	805,206.00
3	2004	444.2	4,016,016.00	197,313.64	890,176.80
4	2005	468.2	4,020,025.00	219,211.24	938,741.00
5	2006	499.6	4,024,036.00	249,600.16	1,002,197.60
6	2007	525.4	4,028,049.00	276,045.16	1,054,477.80
7	2008	575.4	4,032,064.00	331,085.16	1,155,403.20
8	2009	521.9	4,036,081.00	272,379.61	1,048,497.10
9	2010	550.8	4,040,100.00	303,380.64	1,107,108.00
10	2011	585.7	4,044,121.00	343,044.49	1,177,842.70
11	2012	584.6	4,048,144.00	341,757.16	1,176,215.20
12	2013	567.3	4,052,169.00	321,829.29	1,141,974.90
13	2014	576.1	4,056,196.00	331,891.21	1,160,265.40
14	2015	556.8	4,060,225.00	310,026.24	1,121,952.00
15	2016	541.7	4,064,256.00	293,438.89	1,092,067.20
Σ	30135	7795.3	60,541,495.00	4,109,106.25	15,664,116.10
Ave	2009	519.69	4,036,099.67	273,940.42	1,044,274.41

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 519.69$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 15,664,116.10 - \frac{234,911,366}{15}$$

$$= 3358.4$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 60,541,495.00 - \frac{908,118,225.00}{15} = 280.00$$

$$y = 519.69 + 11.99 (x - 2009) - 24,096.52$$

$$y = 519.69 + 11.99 x - 23,576.83$$

untuk x = 2014 maka y = 579.66
 untuk x = 2020 maka y = 651.62

Dapat pula ditabelkan untuk indeks beberapa tahun, sebagai berikut :

dimana : y = index
x = tahun

x	y
2011	543.68
2012	555.67
2013	567.66
2014	579.66
2015	591.65
2016	603.65
2017	615.64
2018	627.64
2019	639.63
2020	651.62

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

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

Contoh perhitungan harga alat :

1 Ball Mill 1

Tipe = Continous Ball Mill
 Jumlah = 1 buah
 Harga Tahun 2014 = \$ 92,100
 Harga Tahun 2020 = $\frac{\text{Indeks tahun 2020}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{Harga alat tahun 2014}$
 = $\frac{651.62}{579.66} \times \$ 92,100$
 = \$ 103,534

Tabel D.3 Harga Peralatan yang Digunakan

Kurs Dollar(2018) Rp 14,685

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2020
				Per Unit	Total	
1	C-110	Hammer Mill	1	1,500	1,500	1,686
2	J-112	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
3	J-113	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
4	J-114	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
5	P-115	Screen 1	4	120,200	480,800	540,492
6	C-120	Ball Mill 1	1	92,100	92,100	103,534
7	J-121	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
8	J-122	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
9	J-123	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057

10	P-124	Screen 2	5	120,200	601,000	675,615
11	R-210	Reaktor 1	4	30,500	122,000	137,147
12	J-211	Belt Conveyor	1	21,400	21,400	24,057
13	J-212	Bucket Elevator	1	10,400	10,400	11,691
14	F-213	Hopper	1	19,400	19,400	21,809
15	J-214	Bucket Elevator	1	10,400	10,400	11,691
16	G-215	Blower 1	1	400	400	450
17	L-216	Pompa	1	20,700	20,700	23,270
18	R-220	Reaktor 2	4	14,800	59,200	66,550
19	L-221	Pompa	1	11,900	11,900	13,377
20	H-222	Filter 1	5	73,400	367,000	412,564
21	L-223	Pompa	1	10,400	10,400	11,691
22	V-310	Evaporaor	1	776,600	776,600	873,016
23	L-311	Pompa	1	10,400	10,400	11,691
24	H-312	Filter 2	5	58,400	292,000	328,252
25	L-313	Pompa	1	10,400	10,400	11,691
26	D-320	Spray Tower	1	800,000	800,000	899,322
27	L-321	Pompa	1	10,400	10,400	11,691
28	J-322	Screw Conveyor	1	13,100	13,100	14,726
29	H-323	Cyclone	1	1,153,700	1,153,700	1,296,934
30	H-324	Dust Collector 1	1	1,426,500	1,426,500	1,603,603
31	B-330	Kiln	1	9,799,600	9,799,600	11,016,240
32	J-331	Bucket Elevator	1	14,600	14,600	16,413
33	F-332	Hopper	1	28,700	28,700	32,263
34	J-333	Screw Conveyor	1	9,600	9,600	10,792
35	H-334	Dust Collector 2	2	18,200	36,400	40,919
36	E-335	Cooler	1	1,000,000	1,000,000	1,124,152
37	G-336	Blower 3	1	2,500	2,500	2,810
38	C-410	Ball Mill 2	1	82,900	82,900	93,192
39	J-411	Belt Conveyor	1	14,800	14,800	16,637
40	J-412	Belt Conveyor	1	14,800	14,800	16,637
41	J-413	Belt Conveyor	1	14,800	14,800	16,637
42	P-414	Screen 3	3	12,300	36,900	41,481
43	J-415	Belt Conveyor	1	14,800	14,800	16,637
44	J-417	Belt Conveyor	1	14,800	14,800	16,637
45	D-510	Absorber I	1	132,700	132,700	149,175
46	G-511	Blower 2	1	2,500	2,500	2,810
47	E-512	Heat Exchanger	1	72,600	72,600	81,613
49	M-530	Tanki Pengencer	2	7,800	15,600	17,537
50	L-531	Pompa	1	7,800	7,800	8,768
51	F-532	Tanki Penampung	6	40,900	245,400	275,867
52	L-534	Pompa	1	10,400	10,400	11,691
Total						\$20,259,805

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah = \$ 20,259,805
= Rp 297,515,231,515

D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini antara lain adalah:

- 1 Air, digunakan sebagai air pendingin, air, air proses, serta air sanitasi.
- 2 Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan dan kantor

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan berdasarkan tabel 6.1 *Coulson & Coulson*

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan utilitas} &= 45\% \times \text{Rp}297,515,231,515 \\ &= \text{Rp} 133,881,854,182 \end{aligned}$$

D.2.3 Total Harga Peralatan

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp}297,515,231,515 + \text{Rp}133,881,854,182 \\ &= \text{Rp}431,397,085,697 \end{aligned}$$

D.3 Gaji Karyawan

Penentuan jumlah karyawan operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 45,000 \text{ ton/tahun} \\ &= 150 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Pada pabrik ini terdapat 2 tahapan proses yaitu *pre treatment* dan proses. Sehingga jumlah karyawan yang dibutuhkan menurut *Timmerhaus* adalah

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi} &= 52 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \times 2 \text{ tahapan proses} \\ &= 104 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \\ &= 104 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ shift}} \times \frac{1 \text{ shift}}{8 \text{ jam}} \\ \text{Jumlah pekerja operasi} &= 3 \text{ pekerja} \\ \text{Jumlah pekerja operasi tot} &= 3 \text{ pekerja} \times 4 \text{ regu} \\ &= 13 \text{ pekerja} \end{aligned}$$

Berikut adalah perhitungan biaya untuk keperluan gaji karyawan untuk satu bulan:

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Gaji/tahun
		(Rp)	Karyawan	(Rp)
1.	Dewan Komisaris	Rp 40,000,000.00	3	Rp 1,440,000,000
2.	Direktur Utama	Rp 30,000,000.00	1	Rp 360,000,000
3	Direktur Teknik dan Produksi	Rp 25,000,000.00	2	Rp 600,000,000
4	Direktur Keuangan dan Administrasi	Rp 20,000,000.00	2	Rp 480,000,000
5	Kepala Bagian			
	a. Teknik	Rp 12,000,000.00	1	Rp 12,000,000
	b. Produksi Pemasaran	Rp 12,000,000.00	1	Rp 12,000,000
	c. Keuangan	Rp 12,000,000.00	1	Rp 12,000,000
	d. SDM dan Umum	Rp 12,000,000.00	1	Rp 12,000,000
6	Kepala Sie			
	a. Perawatan	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	b. Utilitas	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	c. Mutu Produksi	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	d. SDM dan Umum	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	e. Pengendalian Proses	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	f. Promosi dan Penjualan	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	g. Pembukuan Keuangan	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
	h. Ketenagakerjaan	Rp 10,000,000.00	1	Rp 10,000,000
7	Supervisor	Rp 8,000,000.00	5	Rp 480,000,000
8	Kepala Regu	Rp 6,000,000.00	3	Rp 216,000,000
9	Operator Ruangan	Rp 5,000,000.00	6	Rp 360,000,000
10	Operator Lapangan	Rp 5,000,000.00	24	Rp 1,440,000,000
11	Karyawan :			
	a. Maintenance	Rp 4,000,000.00	10	Rp 480,000,000
	b. Laboratorium	Rp 3,000,000.00	10	Rp 360,000,000

c. Pembukuan dan Keuangan	Rp	3,000,000.00	3	Rp	108,000,000
d. SDM	Rp	3,000,000.00	2	Rp	72,000,000
e. Humas	Rp	3,000,000.00	2	Rp	72,000,000
f. Kesehatan :					
- Dokter	Rp	4,000,000.00	1	Rp	48,000,000
- Perawat	Rp	2,500,000.00	2	Rp	60,000,000
g. Keamanan	Rp	2,000,000.00	10	Rp	240,000,000
h. Kebersihan	Rp	1,500,000.00	10	Rp	180,000,000
Total			108	Rp	7,124,000,000

Biaya gaji karyawan selama satu bulan = Rp 7,124,000,000

Biaya gaji karyawan selama satu tahun = Rp 85,488,000,000

D.4 HARGA BAHAN BAKU DAN PENJUALAN PRODUK

D.4.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.5 Perhitungan Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan/Tahun (ton)	Harga (US\$/ton)	Total Harga (US\$)
1	HCl	23564.49644	\$ 200	\$ 4,712,899.29

Biaya bahan baku = \$ 4,712,899 /tahun

= Rp 69,208,926,058 /tahun

Sumber harga HCl 37% (m.alibaba.com)

D.4.2 Perhitungan Biaya Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perhitungan Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Kapasitas/Tahun (ton)	Harga (US\$/ton)	Total Harga (US\$)
1	MgO	45000	\$ 5,000	\$ 225,000,000.00

Penjualan produk = \$ 225,000,000.00 /tahun

= Rp 3,304,125,000,000 /tahun

Sumber harga MgO (m.alibaba.com)

D.5 Harga Utilitas

Kebutuhan Utilitas meliputi

1. Kebutuhan air

Air proses

Tangki pengencer HCl = -7279.665 kg/jam

Absorber = 71632.73 kg/jam

Air pendingin

Reaktor 1 = 321,012 kg/jam

2. Kebutuhan steam

Reaktor 2 = 4711.517 kg/jam

Evaporator = 32971.21 kg/jam

3. Kebutuhan bahan bakar

Kiln = 2254.559 kg/jam = 16.57764049 Barrel

4. Kebutuhan listrik

Nama Alat	Power (KW)	Jumlah	Total (kW)
Hammer Mill	400.65	1	400.65
Belt Conveyor	2.56	1	2.56
Belt Conveyor	2.23	1	2.23
Belt Conveyor	2.59	1	2.59
Screen 1	6.43	4	25.73
Ball Mill 1	91.56	1	91.56
Belt Conveyor	2.58	1	2.58
Belt Conveyor	2.26	1	2.26
Belt Conveyor	2.67	1	2.67
Screen 2	5.16	5	25.82
Belt Conveyor	5.07	1	5.07
Bucket Elevator	5.80	1	5.80
Reaktor 1	1.45	4	5.80
Bucket Elevator	5.80	1	5.80
Blower 1	0.01	1	0.01
Pompa	5.04	1	5.04
Pompa	1.57	1	1.57
Tanki Pengencer	2.05	2	4.09
Pompa	1.57	1	1.57
Reaktor 2	0.07	4	0.29
Pompa filtrat	6.01	1	6.01
Pompa filtrat	4.27	1	4.27
Pompa filtrat	4.33	1	4.33
Screw Conveyor	11.84	1	11.84
Blower 2	198.32	1	198.32
Pompa	1.80	1	1.80
Pompa	1.80	1	1.80
Spray Tower	630.06	1	630.06
Screw Conveyor	11.84	1	11.84
Bucket Elevator	2.89	1	2.89
Kiln	52.02	1	52.02
Blower 3	0.36	1	0.36
Ball Mill 2	23.97	1	23.97
Belt Conveyor	2.29	1	2.29
Belt Conveyor	2.20	1	2.20
Belt Conveyor	2.30	1	2.30
Screen 3	2.23	3	6.70
Belt Conveyor	2.23	1	2.23
Belt Conveyor	2.20	1	2.20
Total			1561.14

Dari tabel 6-14 Timmerhause 5th edition, didapatkan utility cost pada tahun 2001 adalah

Tabel D.7 Biaya Utilitas

Utilitas	Harga
Steam /1000 kg	\$4.400
Process Water /1000	\$0.045
Cooling Water /1000 kg	\$0.530
Electricity /kwh	\$0.080
Petroleum /GJ	\$1.300

Untuk mengetahui harga utilitas pada tahun 2020, maka dikalikan dengan faktor index cost tahun 2001 dan 2020. Sehingga didapatkan harga utilitas selama satu tahun adalah :

- 1). Harga Steam

$$\begin{aligned}
\text{Harga steam (2020)} &= \frac{\text{indeks cost (2020)}}{\text{indeks cost (2001)}} \times \text{harga steam 2001} \times \frac{\text{kebutuhan steam}}{1000} \\
&= \frac{651.624}{389.200} \times \$4.400 \times \frac{271315612.1}{1000} \\
&= \$ 1,998,718.23 \\
&= \text{Rp } 29,351,177,248
\end{aligned}$$

2). Harga air pendingin

$$\begin{aligned}
\text{Harga air pendingin(2020)} &= \frac{\text{indeks cost (2020)}}{\text{indeks cost (2001)}} \times \text{harga air pendingin 2001} \times \frac{\text{kebutuhan air pendingin}}{1000} \\
&= \frac{651.624}{389.200} \times \$0.530 \times \frac{2,311,288,116}{1000} \\
&= \$ 2,050,945.26 \\
&= \text{Rp } 188,892,058,284
\end{aligned}$$

3). Harga air proses

$$\begin{aligned}
\text{Harga air proses(2020)} &= \frac{\text{indeks cost (2020)}}{\text{indeks cost (2001)}} \times \text{harga air proses 2001} \times \frac{\text{kebutuhan air proses}}{1000} \\
&= \frac{651.624}{389.200} \times \$0.045 \times \frac{463,342,041}{1000} \\
&= \$ 34,909.07 \\
&= \text{Rp } 3,215,125,754
\end{aligned}$$

4). Harga bahan bakar

$$\begin{aligned}
\text{Harga bahan bakar(2020)} &= \frac{\text{indeks cost (2020)}}{\text{indeks cost (2001)}} \times \text{harga bahan bakar 2001} \times \frac{\text{kebutuhan bahan bakar}}{1000} \\
&= \frac{651.624}{389.200} \times \$1.300 \times \frac{16,232,825.6}{1000} \\
&= \$ 35,331.46 \\
&= \text{Rp } 685,430,329
\end{aligned}$$

5). Harga listrik

$$\begin{aligned}
\text{Harga listrik (2020)} &= \frac{\text{indeks cost (2020)}}{\text{indeks cost (2001)}} \times \text{harga listrik 2001} \times \frac{\text{kebutuhan listrik}}{1000} \\
&= \frac{651.624}{389.200} \times \$0.080 \times \frac{11,240,233.4}{1000} \\
&= \$ 1,505.53 \\
&= \text{Rp } 1,169,194,639
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total harga utilitas} &= \text{Rp } 29,351,177,248 + \text{Rp } 188,892,058,284 \\
&+ \text{Rp } 3,215,125,754 + \text{Rp } 685,430,329 \\
&+ \text{Rp } 1,169,194,639 \\
&= \text{Rp } 223,312,986,253
\end{aligned}$$

D.6 ANALISA EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah Pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time* , POT)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap
 - b. WCI (*Working Capital Investment*), Modal Kerja
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. *Manufacturing Cost*, Biaya Pembuatan
 - b. *General Expenses* , Biaya Pengeluaran Umum

3. Biaya Total

Biaya Total perlu ditinjau untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. FC (*Fixed Cost*), Biaya Tetap
- b. SVC (*Semi Variabel Cost*), Biaya Semi Variabel
- c. VC (*Variable Cost*), Biaya Variabel

D.6.1 Penentuan TCI (*Total Capital Investment*)

D.6.1.1 FCI (*Fixed Capital Investment*)

A. DC (*Direct Cost*), Biaya Langsung

Tabel D.8 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga	
			(Rp)	
1	Harga peralatan	100% E	Rp	431,397,085,697
2	Instalasi Peralatan	38% E	Rp	163,930,892,565
3	Instrumentasi dan kontrol	22% E	Rp	94,907,358,853
4	Perpipaan (terpasang)	40% E	Rp	172,558,834,279
5	Listrik (terpasang)	23% E	Rp	99,221,329,710
6	Bangunan dan perlengkapan	33% E	Rp	142,361,038,280
7	<i>Service</i> fasilitas dan <i>yard improvement</i>	45% E	Rp	194,128,688,563
8	Tanah	2% E	Rp	10,000,000,000
Total Biaya Langsung (DC)			Rp	1,308,505,227,947

B. IC (*Indirect Cost*), Biaya Tidak Langsung

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (ID)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga	
			(Rp)	
1	<i>Engineering and supervision</i>	25% DC	Rp	327,126,306,986.69
2	Biaya konstruksi	20% DC	Rp	261,701,045,589.36
3	Biaya kontraktor	5% DC	Rp	65,425,261,397.34
4	Biaya tak terduga	15% FCI		15% FCI
Total Biaya Langsung (DC)			Rp	654,252,613,973

C FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Biaya langsung} + \text{Biaya Tidak Langsung} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 1,308,505,227,947 + \text{Rp } 635,260,255,724 + 15\% \text{ FCI} \\
 85\% \text{ FCI} &= \text{Rp } 1,962,757,841,920 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 2,309,126,872,847
 \end{aligned}$$

D.6.1.2 WCI (*Working Capital Investment*) , Modal Kerja

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 10\% \text{ TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + 10\% \text{ FCI} \\
 90\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \\
 90\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 2,309,126,872,847 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 2,565,696,525,386 \\
 \text{WCI} &= \text{Rp } \mathbf{256,569,652,539}
 \end{aligned}$$

D.6.1.3 TCI (Total Capital Investment), Total Investasi

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp } 2,309,126,872,847 + \text{Rp } 256,569,652,539 \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 2,565,696,525,386 \end{aligned}$$

Modal investasi terbagi atas :

- 1) Modal sendiri (equality) 40% TCI = 1,026,278,610,154
- 2) Modal pinjaman bank (loan) 60% TCI = 1,539,417,915,232
dengan bunga bank 12,5 % (PT.BCA Per Januari 2018)

D.6.2 Penentuan Biaya Produksi, TPC (Total Production Cost)

D.6.2.1 MC (Manufacturing Cost), Biaya Pembuatan

A. DPC (Direct Production Cost), Biaya Produksi Langsung

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Bahan baku (1 tahun)		Rp 69,208,926,058
2	Tenaga kerja		Rp 85,488,000,000
3	Biaya supervisi	10% OL	Rp 8,548,800,000
4	Utilitas	10% TPC	10% TPC
5	Maintenance dan perbaikan	2% FCI	Rp 46,182,537,456.94
6	Operating Supplies	10% M&R	Rp 4,618,253,746
7	Laboratorium	10% OL	Rp 8,548,800,000
8	Produk dan royalty	1% TPC	1% TPC
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			Rp 222,595,317,261

$$\text{DPC} = \text{Rp } 222,595,317,261 + 11\% \text{ TPC}$$

B. FC (Fixed Charge), Biaya Tetap

Tabel D.11 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	5% FCI	Rp 115,456,343,642
2	Pajak	2% FCI	Rp 46,182,537,457
3	Asuransi	0.80% FCI	Rp 18,473,014,983
4	Bunga	12.50% Loan	Rp 192,427,239,404
Total Biaya Tetap (FC)			Rp 180,111,896,082

$$\text{FC} = \text{Rp } 180,111,896,082$$

C. POC (Plant Overhead Cost), Biaya Plant Overhead

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = \text{Rp } 28,359,662,911$$

D.6.2.2 GE (General Expenses) Biaya Pengeluaran Umum

Tabel D.12 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Biaya administrasi	3% TPC	Rp 69,273,806,185
2	Biaya penjualan dan distribusi	6% TPC	Rp 138,547,612,371
3	Biaya R & D	4% TPC	Rp 92,365,074,914
Total Pengeluaran Umum (GE)			Rp 300,186,493,470

$$\begin{aligned} \text{GE} &= 13\% \text{ TPC} \\ \text{GE} &= \text{Rp } 73,735,123,570 \end{aligned}$$

Sehingga :

	DPC	=	Rp	222,595,317,261	+	11%	TPC
	FC	=	Rp	180,111,896,082			
	POC	=			+	5%	TPC
	MC	=	Rp	402,707,213,343	+	16%	TPC
	GE	=			+	13%	TPC
	TPC	=	Rp	402,707,213,343	+	29%	TPC
71%	TPC	=	Rp	402,707,213,343			
	TPC	=	Rp	567,193,258,229			
	TPC	=	Rp	567,193,258,229			
	GE	=	Rp	73,735,123,570			
	MC	=	Rp	493,458,134,659			

D.6.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode discounted cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan adalah sebagai berikut:

1. Modal
 - a. Modal sendiri = 40%
 - b. Modal pinjaman = 60%
2. Bunga bank BCA = 12.50% per tahun (bca.co.id)
3. Laju inflasi = 4.36% per tahun (bi.go.id)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut
 - a. Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 40% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian modal pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 15 tahun dengan depresiasi 5% per tahun
8. Kapasitas produksi
 - a. Tahun I = 80%
 - b. Tahun II = 100%
9. Pajak pendapatan menurut pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012
 - a. Rp 0,00 - Rp 50.000.000,00 = 5%
 - b. Rp 50.000.000,00 - Rp 250.000.000,00 = 15%
 - c. Rp 250.000.000,00 - Rp 500.000.000,00 = 25%
 - d. Lebih dari Rp 500.000.000,00 = 30%

D.6.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 451,736,914,587 \end{aligned}$$

Tabel D.13 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1.	80%	361,389,531,670
2.	100%	451,736,914,587

D.6.3.2 Investasi

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

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut

Tabel D.14 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Kontruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 12,5%	Jumlah (Rp)
-2	40%	615,767,166,092.60	0	615,767,166,093
-1	60%	923,650,749,138.90	76,970,895,762	1,000,621,644,900
0			125,077,705,613	125,077,705,613
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				1,741,466,516,606

Tabel D.15 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Kontruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 4.36%	Jumlah (Rp)
-2	50%	513,139,305,077	0	513,139,305,077
-1	50%	513,139,305,077	22,372,873,701	535,512,178,779
0			23,348,330,995	23,348,330,995
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				1,071,999,814,850

Total Investasi Akhir	=	Modal Sendiri	+	Modal Pinjaman
	=	1,071,999,814,850	+	1,741,466,516,606
	=	2,813,466,331,456		

D.6.4 Perhitungan IRR (Internal Rate of Return)

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

Cara yang dilakukan adalah dengan trial "i" yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana :
n = tahun
CF = Cash flow pada tahun ke-n

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i =	27.99%
0	-2,309,126,872,847	1.00		-2,309,126,872,847
1	1,017,206,442,079	0.78		794,730,508,827
2	1,331,372,063,077	0.61		812,682,684,697
3	1,824,425,227,118	0.48		870,078,463,989
4	1,854,900,891,158	0.37		691,136,522,961
5	1,885,376,555,199	0.29		548,847,916,209
6	1,915,852,219,240	0.23		435,739,275,775
7	1,915,852,219,240	0.18		340,437,576,904
8	1,915,852,219,240	0.14		265,979,566,708
9	1,915,852,219,240	0.11		207,806,466,459
10	1,915,852,219,240	0.08		162,356,560,079
11	1,915,852,219,240	0.07		126,847,123,913
12	1,915,852,219,240	0.05		99,104,051,214
13	1,915,852,219,240	0.04		77,428,739,919
14	1,915,852,219,240	0.03		60,494,093,753
15	1,915,852,219,240	0.02		47,263,269,206

	1	3,231,805,947,766
--	---	-------------------

Dari perhitungan diperoleh nilai I sebesar **27.99% per tahun**

Harga I yang diperoleh lebih besar dari pada harga I untuk pinjaman modal pada bank.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar 12,5 %

D.6.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, dihitung akumulasi modal yaitu:

Tabel D.15 Cummulative Cash Flow

Tahun ke - n	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	-2,309,126,872,847
1	-1,524,757,390,447
2	-426,222,287,049
3	1,165,365,980,390
4	2,787,429,911,870
5	4,439,969,507,390
6	6,471,278,070,272
7	8,502,586,633,153
8	10,533,895,196,035
9	12,565,203,758,917
10	14,596,512,321,799
11	16,627,820,884,681
12	18,659,129,447,563
13	20,690,438,010,445
14	22,721,746,573,327
15	24,753,055,136,208

Berdasarkan tabel diatas maka untuk investasi = Rp 2,813,466,331,456

Dengan cara interpolasi linear antara tahun ke = 4 dan 5 tahun

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 4.02 tahun

D.6.6 BEP (Break Even Point), Analisis Titik Impas

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan

Tabel D.16 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No.	Keterangan	Jumlah (Rp)
1.	Biaya Tetap (FC)	180,111,896,082
2.	Biaya Variabel (VC)	
	a. Bahan Baku	69,208,926,058
	b. Utilitas	223,312,986,253
	c. Royalty	5,671,932,582
		298,193,844,893
3.	Biaya Semivariabel (SVC)	
	a. Gaji Karyawan	85,488,000,000
	b. Pengawasan	8,548,800,000
	c. Pemeliharaan dan Perbaikan	46,182,537,457
	d. Operating Supplies	4,618,253,746
	e. Laboraturium	8,548,800,000
	f. Pengeluaran umum	73,735,123,570
	g. Plant Overhead Cost	28,359,662,911
		255,481,177,684
4.	Total Penjualan (S)	3,304,125,000,000

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + \text{SVC}}{\text{S} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 14.49\% \end{aligned}$$

Tabel D.17 Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	180,111,896,082	180,111,896,082
Total Pengeluaran (Rp)	435,593,073,766	733,786,918,659
Total Penjualan (Rp)	0	3,304,125,000,000

