



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

**PRA DESAIN PABRIK PEMBUATAN NATRIUM
KARBONAT (SODA ABU) DENGAN
MENGUNAKAN PROSES SOLVAY**

Disusun Oleh :

Meitya Nur Syarifa

NRP. 02211646000004

Adella Masayu Faradisha

NRP. 02211646000011

Dosen Pembimbing :

Pembimbing I

Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.

NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

Pembimbing II

Dr. Ir. Susianto, DEA

NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

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



FINAL PROJECT– TK184803

**PRELIMINARY PLANT DESIGN OF SODIUM
CARBONATE (SODA ASH) USING SOLVAY
PROCESS**

Proposed by:

**Meitya Nur Syarifa
NRP. 02211646000004
Adella Masayu Faradisha
NRP. 02211646000011**

**Advisor :
Advisor I
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Advisor II
Dr. Ir. Susianto, DEA
NIP. 1962 08 20 1989 03 1004**

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

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

“PEMBUATAN NATRIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN MENGGUNAKAN PROSES SOLVAY”

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

Oleh :

Meitya Nur Syarifa

NRP. 02211646000004

Adella Masayu Faradisha

NRP. 02211646000011

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. (Pembimbing I)
2. Dr. Ir. Susianto, DEA (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng. (Penguji I)
4. Dr. Ir. Sri Rahmania Juliastuti, M. Eng. (Penguji II)
5. Dr. Suci Madhania, S.T., M.T. (Penguji III)



Surabaya, 1 Februari 2019

INTISARI

Natrium karbonat (Na_2CO_3) banyak digunakan sebagai bahan baku dalam industri pembuatan gelas kaca, industri sabun, detergen, industri kertas, industri tekstil, industri metalurgi dan industri keramik, dimana industri tersebut merupakan industri dengan tingkat ekspor yang cukup tinggi dan kapasitas produksi yang meningkat tiap tahun. Hal ini pula yang mendorong Indonesia menempati posisi ketiga sebagai negara dengan jumlah impor bahan baku Na_2CO_3 terbesar dari negara Amerika dalam kurun waktu Januari-Juni 2017 (data USGS, 2015). Adanya ketidakseimbangan dalam jumlah kapasitas produksi Na_2CO_3 yang terbatas dan kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat tiap tahun menunjukkan bahwa penting adanya pabrik baru di Indonesia dengan produk utama berupa Na_2CO_3 .

Proses pembuatan Na_2CO_3 antara lain proses *Le Blanc*, *Solvay*, Karbonasi dan alami. Proses yang digunakan dalam produksi Na_2CO_3 dalam pabrik yang dirancang adalah menggunakan proses solvay, dimana bahan baku utama yang digunakan adalah CaCO_3 dan NaCl . Proses Solvay adalah proses yang mereaksikan NaCl dan CaCO_3 untuk menghasilkan Na_2CO_3 dan juga produk samping CaCl_2 dengan menggunakan NH_3 sebagai reagen siklik.

Pabrik direncanakan didirikan di daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan, Madura. Penetapan lokasi pendirian pabrik ditinjau dari sumber bahan baku berupa CaCO_3 dan NaCl . Direncanakan pabrik akan memproduksi Na_2CO_3 sebesar 20% dari perkiraan kebutuhan sebesar 922.874.310,8 ton pada tahun 2021 yaitu produksi sebesar 185.000 ton per tahun dengan waktu operasi selama 24 jam sehari, 330 hari per tahun.

Proses pembuatan natrium karbonat/abu soda melalui beberapa tahap atau section sebagai berikut :

1. *Brine Purification Section*

Terjadi proses pemurnian larutan NaCl dari impuritasnya. NaCl dari *storage* (F-111) masuk ke *roll crusher* (J-112) untuk

dikecilkan ukurannya dan menuju *salt dissolver tank* (M-120) untuk melarutkan garam rakyat dengan menggunakan air proses. Kemudian menuju reaktor (R-150) untuk ditambahkan Na_2CO_3 dari Na_2CO_3 tank (M-130) dan *lime milk* dari $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tank (M-140). Brine yang keluar dari reaktor dan masuk ke dalam *Brine Clarifier* (H-170) untuk dicampurkan dengan larutan P.A.M dari *P.A.M Tank* (M-160) sebagai koagulan. Dimana arus keluar bagian atas (*overflowing liquid*) adalah NaCl murni (*purified brine*) yang ditampung di *brine storage* (F-172). dan keluar bawah adalah lumpur NaCl (*salt mud*).

2. Lime Section

Terjadi proses dekomposisi CaCO_3 menjadi CaO di dalam *rotary kiln* (B-230) melalui proses pemanasan dengan bahan bakar pemanasan berupa batubara (*coal*). Gas CO_2 keluaran dari kiln disalurkan dalam unit karbonasi dan CaO akan dilarutkan dengan air proses di *Lime Slaker* (R-240) untuk proses *recovery* NH_3 di *Pre-Limer* (R-410).

3. Ammonia Absorption & Carbonation Section

Brine water murni menjadi pelarut pada proses absorpsi. Absorpsi yang terjadi pada *section* ini adalah H_2O mengabsorpsi NH_3 dari tangki *Pre-Limer* (R-410) menghasilkan *pre carbonated liquid* yang kemudian masuk ke *Carbonate Column* (D-330) untuk dikontakkan dengan CO_2 hasil pembakaran di *rotary kiln* (B-230). Membentuk NaHCO_3 dan NH_4Cl akan melewati *Rotary Drum Filter* (H-410) untuk dipisahkan.

4. Calcination Section

NH_4Cl dari *carbonation section* akan bereaksi dengan *lime milk* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ di tangki *Pre-Limer* (R-340) untuk menghasilkan gas CO_2 dan NH_3 (*recovery* NH_3). Sedangkan NaHCO_3 yang telah dipisahkan dari *mother liquor* menuju *Rotary Calciner* (B-420) untuk dilanjutkan ke proses kalsinasi membentuk Na_2CO_3 (*light ash section*). Na_2CO_3 yang terbentuk dan telah diseragamkan ukurannya menggunakan *ball mill* (C-430) diharapkan memiliki ukuran hingga kurang dari 1 mm.

Pabrik natrium soda abu dirancang sebagai badan usaha berbentuk PT (Perseroan Terbatas) yang dipimpin oleh pemegang saham, dewan komisaris dan lima direktur utama yang membawahi masing-masing bidang dibantu dengan manajer dari masing-masing unit bagian. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 40 % biaya investasi, dengan rincian sebagai berikut :

1. Kapasitas Produksi : 185.000 ton/tahun
2. Jumlah Tenaga Kerja : 257 orang
3. Masa Konstruksi : 2 tahun
4. Analisa Ekonomi :

Secara Cash Flow

- Fixed Capital Investment : Rp 227.832.198.901,84
- Working Capital Investment : Rp 83.255.053.136,79
- Total Capital Investment : Rp 311.087.252.038,64
- Hasil Penjualan : Rp 779.313.459.540,00
- Laju Pengembalian Modal (IRR) : 44%
- Net Present Value (NPV) : Rp 635.322.486.345,18
- Waktu Pengembalian Modal (POT) : 2,551 tahun
- Break Even Point (BEP) : 28,084%
- Umur Pabrik : 10 tahun
- Bunga Bank : 12%

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kami sampaikan ke hadirat Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan

“PEMBUATAN NATRIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN MENGGUNAKAN PROSES SOLVAY”

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar kesarjanaan di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Pada kesempatan kali ini, kami menyampaikan terima kasih kepada:

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa serta berperan sebagai Dosen Pembimbing I dan Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA selaku Dosen Pembimbing II yang telah banyak memberikan masukan bagi kami.
3. Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D, Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D dan Ibu Dr. Yeni Rahmawati S.T., M.T. selaku dosen Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa.
4. Bapak dan Ibu selaku dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
5. Orangtua dan keluarga kami atas segala kasih sayang dan pengertian yang telah diberikan.
6. Teman-teman Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa serta rekan-rekan LJ Genap 2016 atas kebersamaannya.

Kami menyadari bahwa penyusun Pra Desain Pabrik ini masih perlu penyempurnaan, oleh karena itu kami mengharap saran dan kritik yang membangun. Terima kasih.

Surabaya, 1 Februari 2019
Penyusun

DAFTAR ISI

INTISARI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xvi
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas.....	II-1
II.2 Lokasi.....	II-3
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-10
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Tipe-Tipe Proses.....	III-1
III.1.1. Proses Le Blanc.....	III-1
III.1.2. Proses Solvay	III-2
III.1.3. Proses Karbonasi.....	III-4
III.1.4. Proses Natural	III-6
III.2. Pemilihan Proses.....	III-7
III.2.1. Proses Le Blanc.....	III-7
III.2.2. Proses Solvay	III-8
III.2.3. Proses Karbonasi.....	III-9
III.2.4. Proses Natural	III-9

III.3 Uraian Proses Terpilih	III-12
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi	IV-61
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
V.1 Peralatan	V-1
V.1.1 Brine Purification Section	V-1
V.1.2 Lime Section	V-15
V.1.3 Ammonia Absorbtion & Carbonation Section	V-28
V.1.4 Calcination Section	V-34
V.2 Daftar Harga	V-39
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan	VI-1
VI.1.3. Pembagian Tugas Pekerjaan	VI-4
VI.1.4.Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-9
VI.1.5 Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja.....	VI-12
VI.1.6 Status Karyawan dan Sistem Upah	VI-12
VI.1.7 Sistem Kerja.....	VI-13
VI.2 Utilitas	VI-16

VI.2.1 Unit Penyediaan Air	VI-16
VI.2.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik	VI-17
VI.2.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar	VI-17
VI.2.4 Unit Penyediaan Steam.....	VI-18
VI.2.5 Unit Pemadam Kebakaran	VI-18
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-18
VI.3.1 Asumsi Perhitungan.....	VI-18
VI.3.2 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return, IRR).....	VI-18
VI.3.4 <i>Net Present Value</i> (NPV).....	VI-19
VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT).....	VI-19
VI.3.6 Titik Impas (Break Even Point, BEP).....	VI-19
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....	xxx

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Sektor pasar penggunaan Na_2CO_3 di Indonesia ...	I-6
Gambar I.2 Sepuluh kelompok hasil industri yang memiliki nilai ekspor terbesar tahun 2016.....	I-9
Gambar II.1 Regresi Linier Kebutuhan Na_2CO_3 Indonesia....	II-1
Gambar II.2 Peta Lokasi Arosbaya	II-3
Gambar II.3 Peta Lokasi Rembang	II-4
Gambar II.4 Indeks pergeseran tanah didaerah Arosbaya.....	II-7
Gambar II.5 Indeks pergeseran tanah didaerah Rembang.....	II-7
Gambar II.6 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbaya.....	II-8
Gambar II.7 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang.....	II-9
Gambar III.1 Blok Diagram Proses Le Blanc	III-2
Gambar III.2 Blok Diagram Proses Solvay.....	III-3
Gambar III.3 Blok Diagram Proses Karbonasi.....	III-6
Gambar III.4 Blok Diagram Proses Natural.....	III-7
Gambar III.5 Blok Diagram Pembuatan Na_2CO_3	III-13
Gambar IV.2 Blok Diagram Disolver Tank (M-120).....	IV-2
Gambar IV.3 Blok Diagram Na_2CO_3 Tank (M-130).....	IV-4
Gambar IV.4 Blok Diagram $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)	IV-5

Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem Brine Reactor (R-150)	IV-6
Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)	IV-9
Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem Clarifier (H-170).....	IV-11
Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem Jaw Crusher (C-210), Vibrating Screen (H-214) dan Bag Filter (H-213)	IV-13
Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem Ball Mill (C-220) dan Vibrating Screen (H-223).....	IV-16
Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem Rotary Kiln (B-230)	IV-19
Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem Cyclone Rotary Kiln (H-232).....	IV-22
Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem Grate Cooler (E-233)	IV-22
Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem Cyclone Cooler (H-234).....	IV-26
Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)	IV-28
Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem Lime Slaker (R-240)	IV-29
Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem Dewatering Screen (H-241).....	IV-31

Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem Ca(OH) ₂ Storage (F-242).....	IV-33
Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem Flue Gas Desulphurization (D-320).....	IV-34
Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem Ammonia Absorber (D-310).....	IV-37
Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem Carbonation Column (D330)	IV-40
Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem Pre-limer (R-340)....	IV-44
Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem Rotary Drum Filter (H-410)	IV-48
Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem Rotary Calciner (B-420)	IV-50
Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem Cyclone (H-422)	IV-53
Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-423) ...	IV-44
Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432).....	IV-55
Gambar IV.27 Blok Diagram Sistem Salt Dissolver Tank.....	IV-66
Gambar IV.28 Blok Diagram Na ₂ CO ₃ Tank (M-130).....	IV-68
Gambar IV.29 Blok Diagram Ca(OH) ₂ Tank (M-140)	IV-70

Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem Brine Reactor (R-150)	IV-72
Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)	IV-75
Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem Clarifier (H-160)	IV-77
Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem Rotary Kiln (B-230)	IV-81
Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem Cyclone (H-232)	IV-87
Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem Grate Cooler (E-233)	IV-89
Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem Cyclone Cooler (H-234)	IV-92
Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)	IV-95
Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem Lime Slaker (R-240)	IV-97
Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem Heat Exchanger (E-321)	IV-100
Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem Flue Gas Desulphurization (D-320)	IV-103
Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem Heater (E-311)	IV-107
Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem Cooler (E-313)	IV-109

Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem Ammonia Absorber (D-310)	IV-111
Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem Cooler (E-322)	IV-116
Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem Carbonation Column (D-330)	IV-118
Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem Pre-limer (R-340)..	IV-122
Gambar IV.47 Blok Diagram Sistem Rotary Calciner (B-420)	IV-127
Gambar VI.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat)	VI-3
Gambar VI.2 Bagan Pembagian Shift pada Sistem 2-2-2 ..	VI-14
Gambar VI.3 Gambar Break-even point	VI-21

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Data Ekspor Na_2CO_3 Negara USA	I-2
Tabel I.2 Sifat Fisik Produk Na_2CO_3	I-4
Tabel I.3 Jumlah produksi Na_2CO_3 dunia	I-5
Tabel I.4 Data impor Na_2CO_3 (kg/tahun)	I-8
Tabel II.1 Konsumsi dan Pertumbuhan Na_2CO_3 di Indonesia	II-1
Tabel II.2 Seleksi Pemilihan Lokasi Pabrik	II-9
Tabel II.3 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai	II-11
Tabel II.4 Standar Kadar NaCl untuk Garam Industri.....	II-13
Tabel II.5 Data Komposisi <i>Lime Stone</i> yang Digunakan	II-14
Tabel II.6 Sifat Fisik dan Spesifikasi batu kapur (CaCO_3)...	II-15
Tabel II.7 Syarat Baku Mutu Air Proses	II-16
Tabel II.8 Sifat Fisik Amonia (NH_3)	II-17
Tabel II.9 Sifat Fisik <i>Polyacrylamide</i>	II-18
Tabel II.10 Target Spesifikasi Kadar Na_2CO_3	II-18
Tabel II.11 Sifat Fisik Produk Na_2CO_3	II-19
Tabel III.1 Tipe-tipe proses produksi Natrium Karbonat	III-1
Tabel III.2 Perbandingan Proses Pembuatan Na_2CO_3	III-10
Tabel III.3 Pemilihan Proses pembuatan Na_2CO_3	III-11

Tabel IV.1 Data Komposisi Garam Rakyat.....	IV-2
Tabel IV.2 Data Komposisi Batu Kapur	IV-2
Tabel IV.6 Neraca Massa Salt Dissolver Tank (M-120).....	IV-3
Tabel IV.7 Neraca Massa Na ₂ CO ₃ Tank (M-130).....	IV-4
Tabel IV.8 Neraca Massa Ca(OH) ₂ Tank (M-140)	IV-6
Tabel IV.9 Generasi dan Konsumsi pada Brine Reactor (R-150)	IV-7
Tabel IV.10 Neraca Massa Brine Reactor (R-150)	IV-8
Tabel IV.11 Neraca Massa P.A.M Tank (M-160).....	IV-10
Tabel IV.12 Neraca Massa Clarifier (H-170).....	IV-11
Tabel IV.13 Neraca Massa Jaw Crusher (C-210).....	IV-14
Tabel IV.14 Neraca Massa Bag Filter (H-213)	IV-15
Tabel IV.15 Neraca Massa Neraca Massa Vibrating Screen (H-214)	IV-15
Tabel IV.16 Neraca Massa Ball Mil (C-220)	IV-17
Tabel IV.17 Neraca Massa Vibrating Screen (H-223)	IV-18
Tabel IV.18 Generasi hasil reaksi	IV-20
Tabel IV.19 Konsumsi reaksi.....	IV-20
Tabel IV.20 Neraca Massa Rotary Kiln (B-230).....	IV-20
Tabel IV.21 Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln (H-232) .	IV-23
Tabel IV.22 Neraca Massa Grate Cooler (E-233).....	IV-25
Tabel IV.23 Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln (H-234) .	IV-27

Tabel IV.24 Neraca Massa Conveyor (J-235).....	IV-30
Tabel IV.25 Generasi pada Sistem Lime Slaker	IV-30
Tabel IV.26 Konsumsi pada Sistem Lime Slaker	IV-30
Tabel IV.27 Neraca Massa Lime Slaker (R-240).....	IV-32
Tabel IV.28 Neraca Massa Dewatering Screen (H-241)....	IV-32
Tabel IV.29 Neraca Massa Ca(OH) ₂ Storage (F-242).....	IV-33
Tabel IV.30 Generasi pada Sistem FGD	IV-35
Tabel IV.31 Konsumsi pada Sistem FGD	IV-35
Tabel IV.32 Neraca Massa FGD (D-320)	IV-35
Tabel IV.33 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di kolom.....	IV-38
Tabel IV.34 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di kolom.....	IV-38
Tabel IV.35 Neraca Massa Ammonia Absorber (D-310).....	IV-38
Tabel IV.36 Massa yang terkonversi pada ketiga reaksi di carbonation column	IV-43
Tabel IV.37 Produk yang dihasilkan dari ketiga reaksi di carbonation column	IV-45
Tabel IV.38 Neraca Massa Carbonation Column (D-330).	IV-45
Tabel IV.39 Massa yang Terkonversi pada Reaksi Dekomposisi.....	IV-45

Tabel IV.40 Produk yang Dihasilkan Dari Reaksi Dekomposisi.....	IV-46
Tabel IV.41 Massa yang Terkonversi pada Reaksi I.....	IV-46
Tabel IV.42 Produk yang Dihasilkan dari Reaksi I.....	IV46
Tabel IV.43 Neraca Massa Pre-Limer (R-410)	IV-46
Tabel IV.44 Neraca Massa Rotary Drum Filter (H-410) ...	IV-49
Tabel IV.45 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di rotary calciner.....	IV-51
Tabel IV.46 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di rotary calciner.....	IV-51
Tabel IV.47 Neraca Massa Rotary Calciner (B-420)	IV-52
Tabel IV.48 Neraca Massa Cyclone (H-422).....	IV-54
Tabel IV.49 Neraca Massa Conveyor (J-423).....	IV-55
Tabel IV.50 Neraca Massa Ball Mill (C-430).....	IV-57
Tabel IV.51 Neraca Massa Vibrating Screen (H-431)	IV-58
Tabel IV.52 Neraca Massa Storage (F-433).....	IV-59
Tabel IV.53 Data Kapasitas Panas dari Elemen dan Senyawa Anorganik dengan Fungsi Temperatur	IV-64
Tabel IV.54 Data nilai A, B, C, dan D untuk Menghitung	IV-65
Tabel IV.55 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai	IV-66

Tabel IV.56 Total Entalpi Aliran <7> Garam Rakyat.....	IV-67
Tabel IV.57 Total Entalpi Aliran <8> Air Proses	IV-67
Tabel IV.58 Total Entalpi Aliran <9> ke Brine Reaktor....	IV-67
Tabel IV.59 Neraca Energi Sistem Salt Dissolver Tank (M-120)	IV-68
Tabel IV.60 Total Entalpi Aliran <12> Na ₂ CO ₃ dari Produk	IV-69
Tabel IV.61 Total Entalpi Aliran <13> Air Proses	IV-69
Tabel IV.62 Total Entalpi Aliran <14> ke Brine Reactor..	IV-69
Tabel IV.63 Neraca Energi Sistem Na ₂ CO ₃ Tank (M-130)	IV-70
Tabel IV.64 Total Entalpi Aliran <17> Ca(OH) ₂ dari Lime	IV-71
Tabel IV.65 Total Entalpi Aliran <18> Air Proses	IV-71
Tabel IV.66 Total Entalpi Aliran <19> ke Brine Reaktor.	IV-71
Tabel IV.67 Neraca Energi Sistem Ca(OH) ₂ Tank (M-140)	IV-72
Tabel IV.68 Komponen Masuk ke Brine Reaktor dari aliran <9>Salt Dissolver Tank.....	IV-73
Tabel IV.69 Komponen Masuk Brine Reaktor dari Aliran <14> Na ₂ CO ₃ Tank.....	IV-73

Tabel IV.70 Komponen Masuk Brine Reaktor dari Aliran	
<19> Ca(OH) ₂ Tank	IV-73
Tabel IV.71 Total Entalpi Aliran <20> ke Clarifier.....	IV-74
Tabel IV.72 Neraca Energi sistem Brine Reaktor	
(R-150)	IV-75
Tabel IV.73 Total Entalpi Aliran <21> P.A.M	IV-76
Tabel IV.74 Total Entalpi Aliran <22> Air Proses	IV-76
Tabel IV.75 Total Entalpi Aliran <23> ke Clarifier.....	IV-76
Tabel IV.76 Neraca Energi Sistem P.A.M Tank (M-160)..	IV-77
Tabel IV.77 Total Entalpi Arus <20> dari Brine Reaktor.	IV-78
Tabel IV.78 Total Entalpi Arus <23> dari P.A.M Tank....	IV-78
Tabel IV.79 Total Entalpi Arus <25> ke Storage Tank	IV-79
Tabel IV.80 Total Entalpi Arus <24> ke Sludge.....	IV-79
Tabel IV.81 Neraca Energi Sistem Clarifier (H-170)	IV-80
Tabel IV.82 Total Entalpi Aliran <33>Limestone	IV-81
Tabel IV.83 Total Entalpi Aliran <40> Udara Primer	IV-82
Tabel IV.84 Komponen Masuk ke Rotary Kiln dari aliran	
<38> Batubara.....	IV-82
Tabel IV.85 Total Entalpi Aliran <38> Batubara.....	IV-83
Tabel IV.86 Total Entalpi Aliran <45> ke Conveyor.....	IV-84
Tabel IV.87 Total Entalpi Aliran <42> ke Cyclone	IV-84
Tabel IV.88 Total Heating Value Batubara.....	IV-85

Tabel IV.89 Neraca Energi Sistem Rotary Kiln (B-230) ...	IV-86
Tabel IV.90 Total Entalpi Aliran <42> dari Rotary Kiln...	IV-87
Tabel IV.91 Total Entalpi Aliran <43> ke Heat Exchanger	IV-88
Tabel IV.92 Total Entalpi Aliran <44> ke Cooler	IV-88
Tabel IV.93 Neraca Energi Sistem Cyclone Rotary Kiln (H-232)	IV-89
Tabel IV.94 Total Entalpi Aliran <45> dari Rotary Kiln...	IV-90
Tabel IV.95 Total Entalpi Aliran <44> dari Cyclone Rotary Kiln.....	IV-90
Tabel IV.96 Total Entalpi Aliran <41> dari Udara Pendingin.....	IV-90
Tabel IV.97 Total Entalpi Aliran <49> ke Conveyor.....	IV-91
Tabel IV.98 Total Entalpi Aliran <46> ke <i>Cyclone Cooler</i>	IV-92
Tabel IV.99 Neraca Energi Sistem Grate Cooler (E-233)..	IV-93
Tabel IV.100 Total Entalpi Aliran <46> dari grate cooler.	IV-93
Tabel IV.101 Total Entalpi Aliran <47> ke atmosfer	IV-93
Tabel IV.102 Total Entalpi Aliran <48> ke conveyor	IV-94
Tabel IV.103 Neraca Energi Sistem Cyclone Cooler (H-234)	IV-94
Tabel IV.104 Total Entalpi Aliran <49> dari Grate Cooler.....	IV-95

Tabel IV.105 Total Entalpi Aliran <48> dari Cyclone Cooler.....	IV-96
Tabel IV.106 Total Entalpi Aliran <50> ke Lime Slaker...	IV-96
Tabel IV.107 Neraca Energi Sistem Conveyor (J-235).....	IV-97
Tabel IV.108 Total Entalpi Aliran <50> dari conveyor	IV-98
Tabel IV.109 Total Entalpi Aliran <51> Air Proses	IV-98
Tabel IV.110 Total Entalpi Aliran <52> ke Dewatering Screen	IV-99
Tabel IV.111 Neraca Energi Sistem Lime Slaker (R-240)	IV-99
Tabel IV.112 Total Entalpi Aliran <43> Gas Kiln dari Cyclone.....	IV-101
Tabel IV.113 Total Entalpi Aliran <76> Udara dari Blower	IV-101
Tabel IV.114 Total Entalpi Aliran <66> Gas ke FGD	IV-101
Tabel IV.115 Total Entalpi Aliran <77> ke rotary calciner	IV-102
Tabel IV.116 Neraca Energi Sistem Heat Exchanger (E-321)	IV-102
Tabel IV.117 Total Entalpi Aliran <66> GHP dari cyclone	IV-102

Tabel IV.118 Kebutuhan air proses <67> yang masuk ke FGD.....	IV-102
Tabel IV.119 GHP menuju kolom karbonasi (D-330).....	IV-102
Tabel IV.120 Air Limbah <68> keluar FGD	IV-104
Tabel IV.121 Neraca Energi FGD (D-320).....	IV-106
Tabel IV.122 Total Entalpi Aliran <26> dari Clarifier	IV-108
Tabel IV.123 Total Entalpi Aliran <63> Gas ke kolom NH3 Absorpsi.....	IV-108
Tabel IV.124 Neraca Energi Sistem Heater (E-311).....	IV-110
Tabel IV.125 Total Entalpi Aliran <61> Gas dari Prelimer	IV-110
Tabel IV.126 Total Entalpi Aliran <62> Gas menuju kolom absorber	IV-110
Tabel IV.127 Neraca Energi Sistem Cooler (E-313).....	IV-111
Tabel IV.128 Total Entalpi Aliran <63> dari Heater (E-311)	IV-85
Tabel IV.129 Total Entalpi Aliran <62> Gas masuk absorber (E-313).....	IV-112
Tabel IV-86 Total IV.130 Entalpi Aliran <65> menuju kolom karbonasi	IV-112
Tabel IV.131 Total Entalpi Aliran <64> menuju header absorber gas.....	IV-113

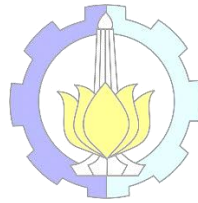
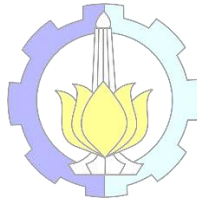
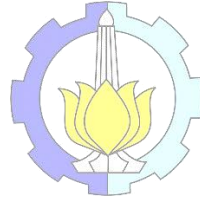
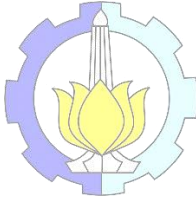
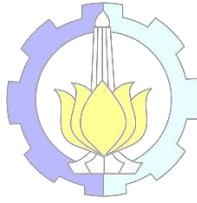
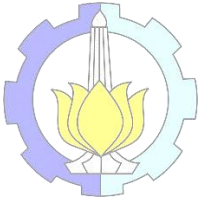
Tabel IV.132 Neraca Energi Kolom Ammonia	
Absorber	IV-113
Tabel IV.133 Total Entalpi Aliran <69> Gas dari FGD...	IV-113
Tabel IV.134 Total Entalpi Aliran <70> Gas ke kolom karbonasi	IV-113
Tabel IV.135 Neraca Energi Sistem Cooler (E-322).....	IV-117
Tabel IV.136 Total Entalpi Aliran <65> dari kolom ammonia	IV-116
Tabel IV.137 Total Entalpi Aliran <70> dari FGD.....	IV-116
Tabel IV.138 Total Entalpi Aliran <71> header carbonation gas.....	IV-120
Tabel IV.139 Total Entalpi Aliran <72> rotary drum filter	IV-121
Tabel IV.140 Neraca Energi Kolom Karbonasi (D-330).....	IV-122
Tabel IV.141 Total Entalpi Aliran <57> dari Lime Milk	IV-123
Tabel IV.142 Total Entalpi Aliran <73> dari rotary drum filter.....	IV-124
Tabel IV.143 Total Entalpi Aliran <59> menuju kolom absorber	IV-124
Tabel IV.144 Total Entalpi Aliran <58> ke limbah	IV-125

Tabel IV.145 Neraca Energi Pre-Limer	IV-126
Tabel IV.146 Total Enthalpy Arus <74> dari rotary drum filter	IV-128
Tabel IV.147 Komponen Arus <77> udara panas.....	IV-128
Tabel IV.148 Total Enthalpy Arus <80> menuju ball mill	IV-129
Tabel IV.149 Komponen Arus <78> udara release.....	IV-129
Tabel IV.150 Neraca Energi rotary calciner.....	IV-130
Tabel V.1. Raw Salt Storage (F-111).....	V – 1
Tabel V.2 Belt Conveyor (J-112).....	V – 1
Tabel V.3 Roll Crusher (C-110).....	V – 2
Tabel V.4 Vibrating Screen (H-114).....	V – 2
Tabel V.5 Bag Filter (H-113).....	V – 3
Tabel V.6 Belt Conveyor (J-115).....	V – 4
Tabel V.7 Bucket Elevator (J-116).....	V – 4
Tabel V.8 Salt Disolver Tank (M-120).....	V – 5
Tabel V.9 Salt Disolver Pump (L-121)	V – 5
Tabel V.10 Na ₂ CO ₃ Tank (M-130).....	V – 6
Tabel V.11 Na ₂ CO ₃ Pump (L-131).....	V – 6
Tabel V.12 Ca(OH) ₂ Tank (M-140).....	V – 7
Tabel V.13 Ca(OH) ₂ Pump (L-141).....	V – 8

Tabel V.14 Brine Reaktor (R-150).....	V – 8
Tabel V.15 Brine Reaktor Pump (L-151).....	V – 9
Tabel V.16 P.A.M Tank (M-160).....	V – 10
Tabel V.17 P.A.M Pump (L-161).....	V – 10
Tabel V.18 Flokulator (M-170).....	V – 11
Tabel V.19 Flokulator Pump (L-171).....	V – 12
Tabel V.20 Clarifier (L-180).....	V – 12
Tabel V.21 Brine Storage (F-181).....	V – 13
Tabel V.22 Brine Storage Pump (L-182).....	V – 14
Tabel V.23 Lime Storage (F-211).....	V – 15
Tabel V.24 Belt Conveyor (J-212).....	V – 15
Tabel V.25 Jaw Crusher (C-210).....	V – 16
Tabel V.26 Vibrating Screen (H-214).....	V – 16
Tabel V.27 Bag Filter (J-213).....	V – 17
Tabel V.28 Belt Conveyor (J-215).....	V – 17
Tabel V.29 Coal Storage(F-221).....	V – 17
Tabel V.30 Belt Conveyor (J-222).....	V – 18
Tabel V.31 Ball Mill(C-220).....	V – 19
Tabel V.32 Vibrating Screen (H-223).....	V – 19
Tabel V.33 Belt Conveyor (J-224).....	V – 20
Tabel V.34 Blower (G-231).....	V – 20

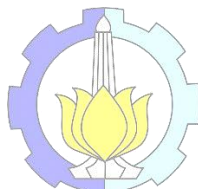
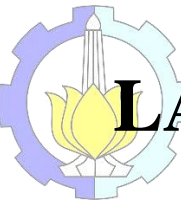
Tabel V.35 Rotary Kiln (B-230).....	V – 21
Tabel V.36 Cylone Rotary Kiln (H-232).....	V – 21
Tabel V.37 Grate Cooler (E-233).....	V – 22
Tabel V.38 Cylone Cooler (H-234).....	V – 23
Tabel V.39 Belt Conveyor (J-235).....	V – 24
Tabel V.40 Bucket Elevator (J-236).....	V – 25
Tabel V.41 Lime Slaker (R-240).....	V – 25
Tabel V.42 Dewatering Screen (H-241).....	V – 26
Tabel V.43 Ca(OH) ₂ Storage (F-242).....	V – 27
Tabel V.44 Ca(OH) ₂ <i>Pump</i> (L-253).....	V – 27
Tabel V.45 <i>Heater</i> (E-311).....	V – 28
Tabel V.46 FGD <i>Cooler</i> (E-321).....	V – 29
Tabel V.47 <i>Cooler</i> (E-313).....	V – 29
Tabel V.48 <i>Ammonia Absorber</i> (D-310).....	V – 30
Tabel V.49 <i>Flue Gas Desulphurization</i> (D-320).....	V – 31
Tabel V.50 <i>Carbonation column</i> (D-320).....	V – 31
Tabel V.51 Pre-Limer (R-340).....	V – 32
Tabel V.52 NH ₃ <i>Tank</i> (F-341).....	V – 32
Tabel V.53 Compressor (G-342).....	V – 33
Tabel V.54 Compressor (G-343).....	V – 33
Tabel V.55 <i>Rotary Drum Filter</i> (H-410).....	V – 34

Tabel V.56 <i>Blower</i> (G-421).....	V – 35
Tabel V.57 <i>Rotary Calciner</i> (B-420).....	V – 35
Tabel V.58 <i>Cylone Rotary Calciner</i> (H-422).....	V – 36
Tabel V.59 <i>Belt Conveyor</i> (J-423).....	V – 37
Tabel V.60 <i>Belt Conveyor</i> (J-424).....	V – 37
Tabel V.61 <i>Ball Mill</i> Na ₂ CO ₃ (C-430).....	V – 37
Tabel V.62 <i>Vibrating Screen</i> (H-431).....	V – 38
Tabel V.63 <i>Bucket Elevator</i> (J-432).....	V – 38
Tabel V.64 <i>Silo</i> Na ₂ CO ₃ (F-433).....	V – 39
Tabel VI.1 <i>Daftar Gaji dan Karyawan Perusahaan</i>	VI-10
Tabel VI.2 <i>Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi</i>	VI-20



BAB I

LATAR BELAKANG



BAB I

LATAR BELAKANG

I.1 Pendahuluan

Berkembangnya ilmu dan teknologi menuntut bangsa Indonesia untuk mengembangkan sektor industri, kebutuhan akan bahan-bahan kimia di dalam negeri perlu ditingkatkan untuk menuju kemandirian di bidang industri kimia. Natrium karbonat (Na_2CO_3) atau yang biasa dikenal dengan *Soda Ash* merupakan salah satu komoditi ekspor atau impor terbesar di dunia. Dalam tahun 2005, kapasitas total produksi Na_2CO_3 di dunia sekitar 48 juta metric ton. Produsen Na_2CO_3 yang paling besar adalah kawasan Asia Timur yaitu China dan kawasan Amerika Utara yaitu USA & Meksiko.

Na_2CO_3 dapat diproduksi dengan 2 cara yaitu :

1. Alami (Bahan Tambang)

Produsen terbesar untuk Na_2CO_3 dari bahan tambang adalah USA. Negara ini merupakan eksportir Na_2CO_3 terbesar di dunia. Perbedaan terbesar dalam memproduksi Na_2CO_3 dengan cara alami dan buatan terletak pada besarnya biaya produksi yang berpengaruh pada harga jual. Produksi Na_2CO_3 alami (bahan tambang) relatif lebih murah dibandingkan dengan memproduksi Na_2CO_3 buatan (sintetis), namun kendalanya tidak semua negara memiliki daerah pertambangan yang mengandung Na_2CO_3 (Kirk & Othmer, 1993).

2. Buatan (Sintesis)

Produsen Na_2CO_3 buatan (sintesis) menyumbang $\pm 70\%$ dari produksi dunia. Terdapat beberapa proses pembuatan Na_2CO_3 secara sintetis, yaitu dengan metode *Le Blanc*, metode karbonasi dan metode *Solvay*. Dalam tahun 2005, proses *Solvay* adalah yang paling banyak digunakan untuk membuat Na_2CO_3 sintesis yaitu $\pm 77\%$ dari kapasitas produksi. Teknologi pembuatan Na_2CO_3 sintesis banyak dikembangkan di China, yaitu dengan proses *Solvay*. Proses ini pada prinsipnya yaitu menggunakan bahan baku CaCO_3 dan NaCl dengan bahan

pembantu Amonia menghasilkan Na_2CO_3 & CaCl_2 (Kirk & Othmer, 1993).

Na_2CO_3 digunakan sebagai bahan baku industri gelas kaca, industri sabun dan detergen, industri kertas, industri tekstil, industri metalurgi, industri keramik dan lain-lain. Meningkatnya kebutuhan bahan baku Na_2CO_3 tiap tahun hampir di seluruh dunia tidak diimbangi dengan jumlah pabrik yang mampu memproduksi Na_2CO_3 , hal tersebut mendorong banyak negara melakukan impor Na_2CO_3 . Hingga saat ini hampir seluruh negara mengimpor kebutuhan Na_2CO_3 dari USA. Data USGS (United States Geological Survey) menunjukkan jumlah Na_2CO_3 yang diekspor oleh USA ke berbagai negara, seperti yang disajikan pada **Tabel I.1**.

Tabel I.1 Data Ekspor Na_2CO_3 Negara USA

No	Negara	Quantity (Metric ton)	Percent of Total Quantity	Value (\$)
1	Mexico	1.060.000	17	238.000
2	Brazil	788.000	12	150.000
3	Indonesia	625.000	10	124.000
4	Chile	345.000	5	73.500
5	Malaysia	299.000	5	56.600
6	Thailand	280.000	4	54.400
7	Korea	257.000	4	47.000
8	Vietnam	248.000	4	51.000
9	Australia	240.000	4	48.700
10	Japan	232.000	4	47.000
11	Canada	205.000	3	39.500
12	Taiwan	176.000	3	32.700
13	Argentina	158.000	2	32.600
14	Spain	146.000	2	32.800
15	Colombia	138.000	2	27.000
16	Belgium	137.000	2	31.200
17	China	132.000	2	22.000
18	United Kingdom	123.000	2	23.000

19	India	117.000	2	17.700
20	Other	88.100	1	18.100
21	Tunisia	85.800	1	17.600
22	United Arab Emirates	75.000	1	12.000
23	South Africa	72.800	1	12.300
24	Peru	65.000	1	14.300
25	Netherland	56.900	1	11.500
26	Saudi Arabia	53.000	1	8.500
27	Venezuela	47.900	1	11.300
28	Philipina	47.300	1	9.750
29	Guatemala	43.500	1	9.770
30	Nigeria	31.800	1	7.910
Total			100	1.281.730

(Sumber: USG Data Ekspor Na_2CO_3 Berbagai Negara Januari - November 2017)

Berdasarkan data dari **Tabel I.1**, Indonesia menempati posisi ketiga dalam jumlah impor bahan baku Na_2CO_3 dari USA dalam kurun waktu Januari - November 2017, hal ini menunjukkan tingginya kebutuhan Na_2CO_3 dalam negeri. Data impor Na_2CO_3 oleh Indonesia juga menunjukkan bahwa pemenuhan Na_2CO_3 di Indonesia yang tinggi belum mampu terpenuhi oleh pasar dalam negeri.

1.2 Natrium Karbonat

Natrium karbonat (Na_2CO_3) merupakan senyawa yang mempunyai berat molekul 105,99 g/mol, berwarna putih, berupa padatan kristal ada pula yang berbentuk bubuk yang mudah larut dalam air, berasa pahit atau alkalin dan akan membentuk larutan alkali yang kuat. Nama dagang Na_2CO_3 adalah “*soda abu atau soda ash*” (Kirk and Othmer,1979). Adapun spesifikasi dari Na_2CO_3 seperti yang disajikan pada **Tabel I.2**.

Tabel I.2 Tabel Sifat Fisik Na_2CO_3

Parameter	Nilai
Rumus Kimia	Na_2CO_3
Massa Molar	105,99 g/mol
Penampilan	Padatan putih
Bau	Tidak berbau
Densitas	2,54 g/cm ³ (anhidrat) 2,25 g/cm ³ (monohidrat) 1,51 g/cm ³ (heptahidrat) 1,46 g/cm ³ (dekahidrat)
Titik Lebur	852 °C (1.566 °F) (anhidrat) 100 °C (212 °F) dekomposisi (monohidrat) 335 °C (635 °F) dekomposisi (heptahidrat) 32 °C (90 °F) dekomposisi (dekahidrat)
Kelarutan dalam Air	Dekahidrat: 7 g/100 mL (0 °C) 16.4 g/100 mL (15 °C) 34.07 g/100 mL (27.8 °C) Heptahidrat: 48.69 g/100 mL (34.8 °C) Monohidrat: 50.31 g/100 mL (29.9 °C) 48.1 g/100 mL (41.9 °C) 45.62 g/100 mL (60 °C) 43.6 g/100 mL (100 °C)
Kelarutan (pK_b)	Tidak larut dalam <u>etanol</u> dan <u>aseton</u> Larut dalam gliserol dan dimetilformamida

(Sumber: Perry, 2008)

I.3 Aspek Pasar

Natrium Karbonat (Na_2CO_3) memiliki peran yang signifikan dibidang ekonomi karena aplikasinya dalam manufaktur kaca, bahan kimia, kertas, deterjen dan banyak produk lainnya. Na_2CO_3 sudah digunakan selama lebih dari 5000 tahun. Pada zaman Mesir Kuno (3500 SM), Na_2CO_3 banyak digunakan sebagai ornamen kaca dan perabot kaca, begitu juga bangsa Romawi menggunakan Na_2CO_3 untuk membuat roti, kaca dan tujuan pengobatan (FMC Corporindo portal, 2012).

Na₂CO₃ merupakan komoditas yang menjanjikan dimana konsumsi cenderung meningkat secara proporsional dilihat dari data produksi secara global pada **Tabel I.3** dibawah ini.

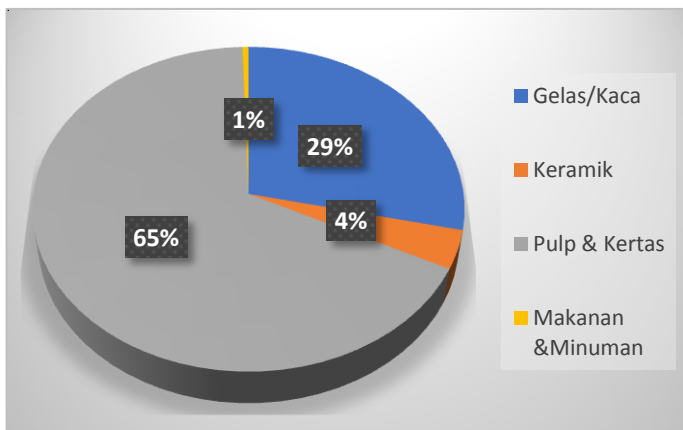
Tabel I.3 Jumlah produksi Na₂CO₃ dunia*

Negara	2011	2012	2013	2014	2015
Australia	310	300	150	--	--
Botswana	260	250	228	269	250
China	22.940	24.010	24.320	25.260	26.130
Egypt	130	130	130	130	130
Ethiopia	5	5	5	6	6
France	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Germany	2.668	2.627	2.548	2.558	2.600
India	2.300	2.460	2.390	2.380	2.400
Italy	500	500	500	500	500
Japan	373	344	361	350	350
Kenya	499	449	468	409	450
Mexico	290	290	290	290	290
Pakistan	372	367	379	437	400
Polandia	1.061	1.111	1.052	1.100	1.100
Portugal	150	150	75	-	--
Romania	420	430	430	425	425
Rusia	2.882	2.807	2.477	3.052	2.800
Taiwan	140	140	140	-	--
Turki	1.749	1.853	1.665	1.828	1.900
Ukraine	700	720	720	600	600
United Kingdom	500	500	450	400	400
United States	10.700	11.100	11.500	11.700	11.600
Uzbekistan	90	90	90	90	90
Total	50.000	51.700	51.300	52.700	53.400

*Dalam 1000 ton

(Sumber:United States geological Survey Mineral Yearbook, 2015)

Saat ini material yang berbahan baku Na_2CO_3 telah banyak ditemukan di sebagian besar industri. Berikut adalah statistik rasio konsumsi Na_2CO_3 di Indonesia, seperti yang disajikan pada **Gambar I.1**.



Gambar I.1 Sektor pasar penggunaan Na_2CO_3 di Indonesia
(Sumber: Kementerian Lingkungan Hidup, 2014)

Pada **Gambar I.1**, di Indonesia Na_2CO_3 sebagian besar digunakan sebagai bahan baku pada industri pulp dan kertas yang mencapai 65%, sisanya industri gelas/kaca mencapai 29%, industri keramik mencapai 4%, serta industri makanan dan minuman mencapai 1%.

I.3.1 Pasar Komoditas Umum

a. Industri Kaca

Lebih dari 50% dari produksi Na_2CO_3 dunia memang digunakan untuk memproduksi berbagai jenis kaca :

- Kaca datar untuk bangunan (rumah, bangunan tinggi) dan industri otomotif,
- Kontainer atau kemasan gelas untuk minuman, makanan, obat-obatan, kosmetik dan banyak item komodasi lainnya,

- *Fiberglass* untuk isolasi atau untuk penguat tulangan pada bangunan,
- Produk kaca lainnya seperti lampu, peralatan makan dan blok kaca dekoratif

Na_2CO_3 memungkinkan pasir mencair pada suhu yang lebih rendah sehingga hemat energi dan memperpanjang hidup tungku kaca. Na_2CO_3 mampu menurunkan titik lebur dari pasir silika (SiO_2) yang terlalu tinggi yaitu dari 2500°C menjadi 1500°C . Dari penurunan temperatur ini penghematan energi berupa bahan bakar (fuel oil) bisa dilakukan di dapur peleburan. Soda abu merupakan sumber Na_2O terbesar yaitu dengan kandungan 98% (Portal BUMN, 2006).

b. Industri Keramik

Industri keramik menggunakan bahan Na_2CO_3 dimana setelah dilakukan pembuatan elektrolit padat untuk *Solid Oxide Fuel Cell* (SOFC). Elektrolit padat SOFC dibuat dari bahan *Calcium Stabilized Zirconia* (CSZ) dan Natrium karbonat (Na_2CO_3). Kandungan Na_2CO_3 sebesar 20 % berat. Setelah pencampuran, dilakukan pengepresan diikuti dengan pensinteran pada suhu selama satu jam. Impedansi keramik hasil sinter diukur dengan menggunakan LCRmeter untuk mengetahui konduktivitas ionik. Struktur kristal dianalisis dengan menggunakan *X-Ray Diffractometer* (XRD) dan strukturmikro dianalisis dengan menggunakan *Scanning Electron Microscope* (SEM). Hasil pengujian XRD menunjukkan bahwa elektrolit CSZ- Na_2CO_3 merupakan komposit yang terdiri dari 3 fasa yaitu CSZ, ZrO_2 dan Na_2CO_3 . Penambahan Na_2CO_3 mengurangi densitas keramik, suhu yang optimal adalah 650°C . Na_2CO_3 juga digunakan untuk melunakkan air sadah dan menghilangkan noda minyak

c. Industri Pulp & Kertas

Industri pulp menggunakan bahan Na_2CO_3 untuk proses sulfat yang dilanjutkan pemasakan guna untuk memisahkan selulosa dari zat-zat yang lain. Pulp kasar dapat digunakan untuk membuat karton dan pulp halus yang warnanya masih

coklat harus dikelantang (diputihkan/dipucatkan). Pada industri keras yang berbahan baku kayu, juga menggunakan bahan Na_2CO_3 untuk proses sulfat guna Pembuburan Kayu (*Pulping*). Dalam proses pulping secara kimiawi ditambahkan panas dan zat kimia (NaOH , Na_2S , Na_2CO_3).

d. Industri Makanan & Minuman

Industri makanan menggunakan Na_2CO_3 sebagai bahan yang berfungsi meningkatkan kekuatan adonan atau kekerasan mie, efek dari pemakaian garam alkali mie akan terlihat lebih kuning dan bila terlalu banyak akan dapat merusak mie untuk pH tinggi dapat berfungsi sebagai pengawet dengan pH optimum adalah berkisar 10 selain itu digunakan untuk meningkatkan kemampuan mie untuk mengikat air. Na_2CO_3 dalam memasak juga digunakan sebagai pengganti natrium hidroksida untuk lveing, terutama dengan Jerman pretzel dan alkali gulungan. Na_2CO_3 digunakan untuk memberikan mie ramen rasa khas dan tekstur. Na_2CO_3 digunakan untuk menstabilkan pH pada minuman.

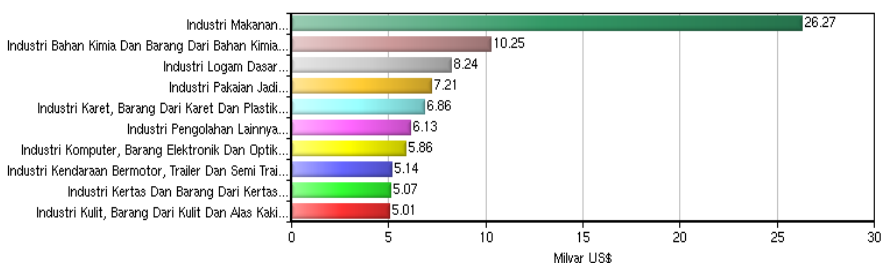
I.3.2 Konsumsi

Berkembangnya industri gelas (kaca), dan industri lain di Indonesia yang menggunakan bahan baku Na_2CO_3 menyebabkan tingkat konsumsi Na_2CO_3 meningkat setiap tahun. Data kebutuhan yang diperoleh pada tahun 2010 hingga 2016 disajikan pada **Tabel I.4.**

Tahun	Jumlah (Kg)
2010	822.917.683
2011	949.897.637
2012	872.316.489
2013	891.973.318
2014	913.825.107
2015	936.654.780
2016	869.081.045

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan data jumlah impor Na_2CO_3 pada **Tabel I.4** menunjukkan jumlah konsumsi Na_2CO_3 di Indonesia. Data menunjukkan terjadinya fluktuasi nilai konsumsi Na_2CO_3 yang terjadi pada masing masing tahun, data impor tersebut digunakan untuk industri pulp dan kertas, kaca, keramik dan industri lainnya, dimana industri-industri tersebut memiliki nilai ekspor terbesar. Menurut Kementerian Perindustrian tahun 2016 industri yang memiliki nilai ekspor terbesar seperti disajikan pada **Gambar I.2**.



Gambar I.2 Sepuluh kelompok hasil industri yang memiliki nilai ekspor terbesar tahun 2016

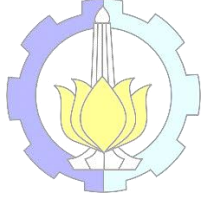
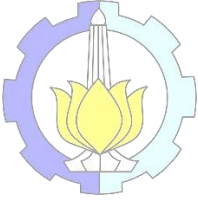
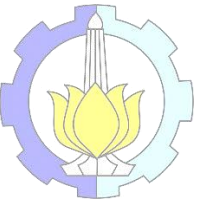
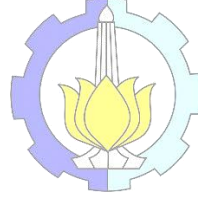
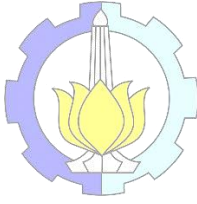
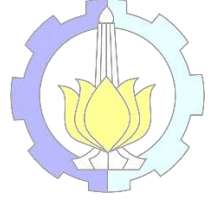
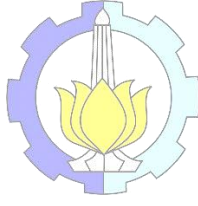
Oleh karena itu, pendirian pabrik Na_2CO_3 menjanjikan dilihat dari jumlah konsumsi Na_2CO_3 untuk industri-industri dengan nilai ekspor di Indonesia (Kementerian Perindustrian, 2016).

I.4 Alasan Pendirian Pabrik

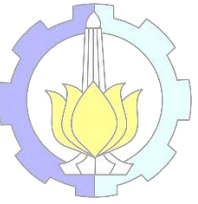
Indonesia mempunyai potensi besar untuk menjadi produsen Na_2CO_3 , dari segi bahan baku yang tersedia untuk proses pembuatannya juga konsumsi yang tinggi untuk diolah menjadi produk lainnya. Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya, bahwa Indonesia menempati peringkat ketiga negara tujuan ekspor Na_2CO_3 dari USA. Pembangunan pabrik Na_2CO_3 sangat membantu Indonesia untuk memenuhi sebagian kebutuhan konsumsi, sehingga dapat mengurangi jumlah impor Na_2CO_3 .

Pembangunan ini juga diharapkan dapat menjadi tolak ukur perkembangan industri di Indonesia, sehingga secara bertahap

dapat menjadikan Indonesia menjadi negara yang mandiri dari segi perindustrian. Selain itu, dapat membantu pemerintah untuk menanggulangi masalah kurangnya lapangan kerja. Na_2CO_3 merupakan bahan baku proses pembuatan pulp & kertas, kaca, keramik dan lain-lain. Industri tersebut merupakan industri dengan nilai ekspor terbesar Indonesia, sehingga dapat membantu meminimalisir harga bahan baku industri lain. Hal ini akan berdampak pada kapasitas produksi yang lebih tinggi dan kemampuan ekspor yang lebih besar.



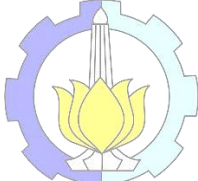
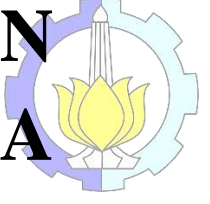
BAB II



BASIS DESAIN



DATA

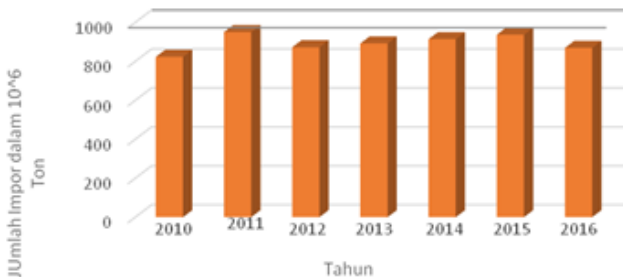


BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimal *output* yang dapat diproduksi dalam satuan waktu tertentu. Pabrik yang didirikan harus mempunyai kapasitas produksi yang optimal yaitu jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal.



Gambar II.1 Regresi Linier Kebutuhan Na₂CO₃ Indonesia

Pada perancangan pabrik Na₂CO₃, kapasitas produksi pabrik merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan. Peninjauan kapasitas produksi pabrik didasarkan pada data statistik kebutuhan Na₂CO₃ pada tahun 2016 yang menunjukkan Indonesia masih mengimpor sebesar 869.081.045 ton Na₂CO₃.

Pabrik direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2021. Dari data BPS tahun 2010 - 2016 di atas dapat diperkirakan kapasitas pabrik dengan cara regresi linier.

Perkiraan kebutuhan Na₂CO₃ di Indonesia pada tahun 2021 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$F = F_0 (1 + i)^n$$

dimana :

F = Perkiraan Kebutuhan Na_2CO_3 pada tahun 2021 (ton)

F_o = Kebutuhan Na_2CO_3 pada tahun 2016 (ton)

i = Pertumbuhan rata – rata

n = selisih waktu (tahun)

(Peter & Timmerhaus, 2003)

Tabel II.1 Konsumsi dan Pertumbuhan Na_2CO_3 di Indonesia

Tahun	Impor = Konsumsi (Ton)	% Pertumbuhan
2010	822.917.683	
2011	949.897.637	0,154304564
2012	872.316.489	-0,081673167
2013	891.973.318	0,022534056
2014	913.825.107	0,024498254
2015	936.654.780	0,024982541
2016	869.081.045	-0,072143693
Rata-rata Pertumbuhan		0,012083759

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Karena diasumsikan bahwa jumlah konsumsi sama dengan jumlah impornya karena diharapkan tahun 2021 tidak ada impor lagi, dan belum ada pabrik yang didirikan di Indonesia serta tidak ada Ekspor, maka jumlah konsumsi pada tahun 2021 di prediksi sebanyak:

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

$$F = 869.081.045 \times (1 + 0,012083759)^5$$

$$F = 922.874.310,8 \text{ ton/tahun}$$

Dari data diatas didapat jumlah konsumsi pada tahun 2021 sebanyak 922.874.310,8 ton/tahun, dan pabrik yang akan didirikan direncanakan akan memproduksi Na_2CO_3 sebesar 20% dari konsumsi pada tahun 2021 yaitu sebesar 185.000 ton/tahun dengan waktu operasi 24 jam sehari selama 330 hari per tahun.

Dalam pengerjaan pabrik Na_2CO_3 menggunakan proses *Solvay* ini digunakan basis perhitungan sebagai berikut:

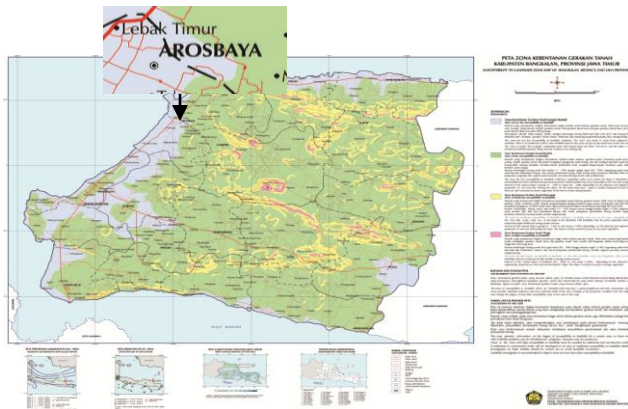
- Waktu operasi : 330 hari kerja/tahun
- Waktu kerja pabrik : 24 jam/hari

II.2 Lokasi

Penentuan lokasi perusahaan merupakan salah satu hal yang penting guna mendukung kelancaran usaha. Peninjauan lokasi dilakukan dengan mempertimbangkan aspek ketersediaan bahan baku dan penunjang, ketersediaan utilitas berupa air bersih, listrik dan bahan bakar, sarana dan prasarana meliputi sistem transportasi dan jalur transportasi yang memadai, dampak sosial dan lingkungan serta aspek pemasaran produk.

Berdasarkan ketersediaan bahan baku, terdapat 2 lokasi yang memungkinkan untuk dibangun pabrik Natrium karbonat, yaitu :

1. Daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan dengan luas area 42.450 ha.



Gambar II.2 Peta Lokasi Arosbaya

2. Daerah Rembang, Jawa Tengah dengan Luas Area 5.881 ha.



Gambar II.3 Peta Lokasi Rembang

Pada proses seleksi lokasi pabrik digunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang membandingkan satu parameter dengan parameter lain untuk mendapatkan bobot yang sesuai dari masing-masing parameter. Berikut beberapa parameter yang ditinjau dalam seleksi lokasi pabrik.

1. Bahan Baku

- 1.1 Jumlah Bahan Baku yang Tersedia

Jumlah bahan baku yang tersedia merupakan indikator penting dalam proses produksi. Jika bahan baku tidak ada maka proses akan berhenti atau bahan baku dibeli dari lokasi yang berbeda. Hal ini tentu menyebabkan kerugian secara finansial. Bahan Baku yang digunakan pada *proses solvay* adalah batu kapur dan garam rakyat.

- a. Arosbaya memiliki produksi bahan baku garam rakyat sebanyak 3.999.336.100 Kg sementara

untuk bahan baku batu kapur sebanyak 1.069.442.274.000 m³.

b. Rembang memiliki bahan baku garam sebesar 218.491.000 Kg, dan batu kapur sebanyak 636.000 m³.

2. Lokasi Pasar

Jarak pabrik yang akan didirikan ke lokasi pemasaran yaitu :

a. Arosbaya ke Jawa Timur 44 KM via darat

b. Rembang ke Jawa Timur 188 KM via darat

3. Aspek Utilitas

a. Arosbaya

Kebutuhan air proses dapat dipenuhi dari sungai-sungai yang berada di wilayah kabupaten Bangkalan. Di Kecamatan Arosbaya sendiri terdapat empat sungai yaitu sungai Taburjan (1,85 km), sungai Balung (5,05 km), sungai Asaemtanto (7,20 km) dan sungai Tambangan (4 km) (Data Bappeda Provinsi Jawa Timur, 2013).

Untuk ketersediaan energi listrik Pemerintah Kabupaten Bangkalan telah banyak melakukan pengembangan kelistrikan sehingga seluruh desa sudah terjangkau listrik sebanyak 243 desa/kelurahan dengan sambungan rumah (SR) sebanyak 73.681 buah untuk rumah tangga dan 15.461 buah untuk fasilitas lainnya. Dengan adanya ketersediaan listrik di wilayah bangkalan memudahkan untuk masuknya utilitas listrik ke lokasi pendirian pabrik.

b. Rembang, Jawa Tengah

Kebutuhan air proses pada daerah rembang dipenuhi dari sungai karanggendeng dan randu gunting tetapi sungai ini sering tidak ada volume air yang mengalir. Dan untuk ketersediaan listrik pemerintah kabupaten Rembang dipenuhi sumber

listrik dari PLTU yang dapat mencukupi untuk menyediakan utilitas listrik pada pabrik.

4. Aspek Iklim

Suhu lingkungan sangat berpengaruh pada kinerja pekerja/karyawan, kondisi peralatan, dan bahan baku. Oleh karena itu, suhu lingkungan merupakan indikator yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik.

Menurut buku "Tata Letak Pabrik" suhu lingkungan yang ideal sebesar **25°C**. berikut data suhu lingkungan pada 2 lokasi alternatif :

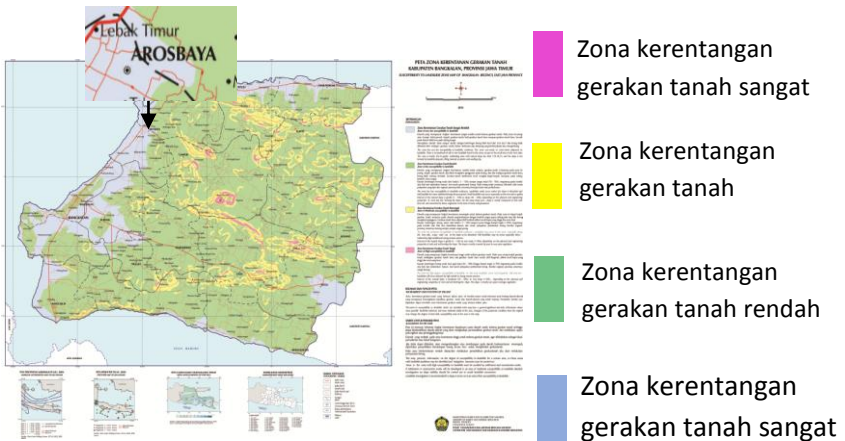
- Arosbaya memiliki suhu lingkungan maksimal 31⁰C dan suhu minimal 23⁰C dan Suhu rata-rata 26⁰C.
- Rembang memiliki suhu lingkungan maksimal 32⁰C dan suhu minimal 22⁰C dan suhu rata-rata 27⁰C.

5. Keadaan Tanah

a. Pergeseran Tanah

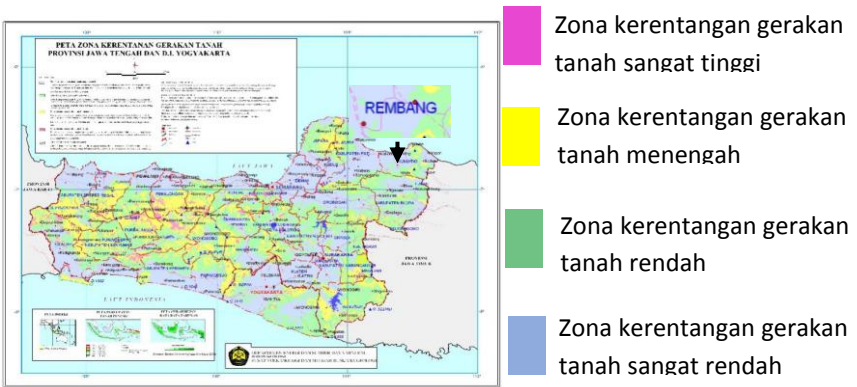
Kondisi Tanah dalam penentuan lokasi pabrik dipengaruhi oleh indeks pergeseran tanah dan erosi. Jika kondisi tanah yang digunakan untuk membangun pabrik sering mengalami pergeseran dan memiliki tingkat erosi yang tinggi tentu akan membahayakan keselamatan dan keamanan pabrik. Oleh karena itu kondisi tanah dijadikan indikator dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut kondisi tanah dari 2 lokasi alternatif :

- Indeks pergeseran tanah di daerah Arosbaya, Madura dapat dilihat pada gambar dibawah :



Gambar II.4 Indeks pergeseran tanah didaerah Arosbaya

- Indeks pergeseran tanah di daerah Rembang, Jawa Tengah dapat dilihat pada gambar dibawah

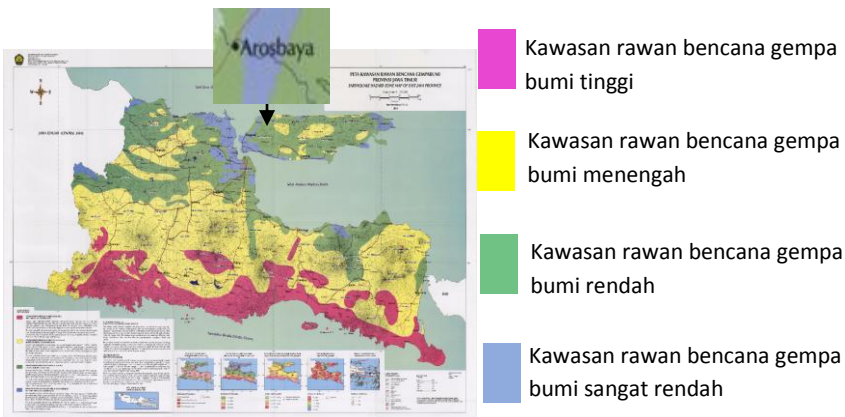


Gambar II.5 Indeks pergeseran tanah didaerah Rembang

b. Daerah Rawan Bencana Gempa Bumi

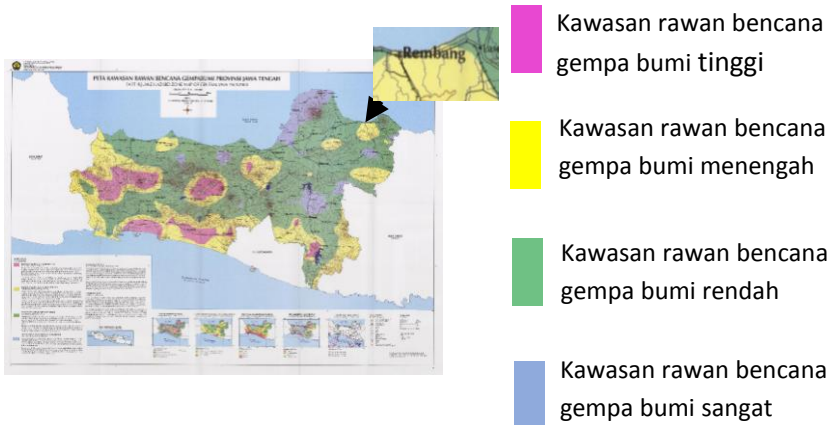
Gempa merupakan bencana alam yang tidak dapat diprediksi kapan datangnya. Suatu daerah yang sering mengalami gempa akan membahayakan keamanan dan keselamatan pekerja maupun pabrik. Oleh karena itu, gempa dijadikan parameter dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut gambar daerah yang rawan bencana gempa bumi di 2 lokasi alternatif yang akan dipilih:

1. Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan, Madura.



Gambar II.6 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbaya

2. Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang, Jawa Tengah



Gambar II.7 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang

Tabel II.2 Seleksi Pemilihan Lokasi Pabrik

Parameter Pemilihan Lokasi	Bobot	Alternatif Tempat			
		Arosbaya Madura		Rembang Jawa Tengah	
		Nilai	Total	Nilai	Total
Ketersediaan bahan baku	0,337	87	29,319	75	25,275
Aspek Utilitas	0,194	80	15,52	70	13,58
Aspek Pasar	0,094	80	7,52	75	7,05
Kedaaan Tanah	0,174	75	13,05	51	8,874
Aspek Iklim	0,156	75	11,7	51	7,956
Total			77,109		62,735

Keterangan Range Penilaian:

1. 0-25 = Kurang Baik
2. 26-50 = Cukup Baik
3. 51-75 = Baik
4. 76-100 = Sangat Baik

Pada **Tabel II.2** terlihat bahwa Arosbaya memiliki total penilaian yang lebih besar dibandingkan dengan Rembang, sehingga Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Na_2CO_3 adalah di kecamatan Arosbaya, kabupaten Bangkalan, Madura.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

Terdapat dua macam bahan baku yang digunakan dalam produksi Na_2CO_3 , yaitu bahan baku utama dan bahan baku pendukung. Bahan baku utama yang digunakan berupa garam rakyat, air proses, dan batu kapur (CaCO_3), sedangkan bahan baku pendukung yang digunakan adalah amonia (NH_3).

II.3.1 Kualitas Bahan Baku

a. Bahan Baku Utama

Bahan baku utama yang digunakan dalam perencanaan desain pabrik Na_2CO_3 dengan menggunakan proses *Solvay* adalah sebagai berikut:

1. Garam Rakyat

Bahan baku utama pada proses pembuatan Na_2CO_3 adalah NaCl dari garam rakyat. Pada umumnya garam untuk industri kimia memiliki spesifikasi NaCl minimal 96%, industri aneka pangan memiliki spesifikasi NaCl minimal 97%, industri farmasi NaCl minimal 99,8%, industri perminyakan NaCl minimal 95%, pengolahan air NaCl minimal 94%, industri penyamakan kulit dengan NaCl minimal 85%. Garam yang diproduksi rakyat pada umumnya tidak mengalami pencucian,

sehingga pada umumnya berkualitas rendah. Kadar NaCl dalam garam produksi rakyat biasanya bervariasi sekitar 88%, oleh karena itu garam rakyat tidak dapat memenuhi standar kualitas garam industri untuk pembelian stok nasional. Untuk dapat memenuhi standar kualitas air garam untuk kebutuhan pabrik Na_2CO_3 diperlukan pengolahan lebih lanjut melalui *Brine Purification*.

Teknologi pemurnian garam yang diterapkan di masing-masing Negara bergantung pada ketersediaan bahan baku. Indonesia memiliki modal untuk memproduksi dan memenuhi kebutuhan garam nasional secara mandiri, baik untuk kebutuhan konsumsi maupun industri. PT Garam mengelola 5.116 Ha dari total luas area produksi di seluruh Indonesia dengan produksi garam mencapai 60 ton/Ha/tahun, sedangkan sisanya seluas 25.542 Ha dikelola secara tradisional oleh rakyat dengan produksi hanya 40 ton/Ha/tahun. (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2010).

Tabel II.3 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0.856	38,193
CaSO ₄	0.010	455
MgCl ₂	0.026	1,142
MgSO ₄	0.008	361
Impurities	0.006	259
H ₂ O	0.094	4,208
TOTAL	1	44,618

Berdasarkan data yang ada, kebutuhan garam di Indonesia pada 2017 sebanyak 3,7 juta ton, dan produksi garam nasional sebesar 1,2 juta, dimana sebanyak 2,5 juta ton dipasok dari produk impor. Produk impor garam mayoritas diperuntukkan bagi kebutuhan industri kertas, PVC, farmasi dan lain lain. Hal tersebut disebabkan karena mayoritas produksi garam nasional memiliki kadar garam (NaCl) 94%, sementara industri membutuhkan NaCl sebesar 96% - 99% (Kementerian Perindustrian, 2017).

Garam (NaCl) dapat diperoleh dari bahan baku berupa air laut, batuan garam, dan larutan garam alamiah. Di Indonesia, garam dikualifikasikan menjadi garam K1, K2, K3.

1. Garam K1 merupakan garam hasil proses kristalisasi pada larutan yang memiliki Specific Gravity 1,218. Garam K1 memiliki kadar NaCl minimum 97,1%.
2. Garam K2 merupakan garam dengan kualitas lebih rendah daripada K1. Garam ini merupakan sisa kristalisasi pada Specific Gravity 1,255 dan memiliki kadar NaCl minimum 94,7%. Secara fisik, garam K2 berwarna kecoklatan.
3. Garam K3 merupakan garam kualitas terendah. Garam ini merupakan sisa kristalisasi pada Specific Gravity 1,33 dan memiliki kadar NaCl kurang dari 94,7%. Secara fisik, garam K3 berwarna coklat dan masih bercampur lumpur.

Standar garam untuk industri dapat dilihat pada **Tabel II.4.**

Tabel II.4 Standar Kadar NaCl untuk Garam Industri

Parameter	Kadar %			
	SNI	S2	Amerika	
			Minimal	Maksimal
NaCl	Min 98,5	Min 98,5	99,488	99,787
SO ₄ ⁻²	Maks 0,2	Maks 0,2	0,091	0,289
Mg	Maks 0,06	Maks 0,06	0,002	0,074
Ca	Maks 0,1	Maks 0,1	0,037	0,076
Partikel tak larut	-	-	0,002	0,066
H ₂ O	Maks 3	Maks 4	0,023	0,293

(Departemen Perindustrian dan Perdagangan Republik Indonesia)

2. Batu Kapur/ *Limestone* (CaCO₃)

Selain NaCl bahan baku utama dalam pembuatan Na₂CO₃ adalah kalsium karbonat (CaCO₃). Kalsium karbonat umumnya berwarna putih dan pada umumnya sering dijumpai pada batu kapur, kalsit, marmer, dan batu gamping. Batu Kapur adalah batuan sedimen terutama terdiri dari kalsium karbonat (CaCO₃) dalam bentuk kalsit mineral. Batuan ini paling sering terbentuk di perairan laut yang dangkal. Ini biasanya merupakan batuan sedimen organik yang terbentuk dari akumulasi cangkang hewan, karang, alga dan puing-puing.

Batu kapur mengandung 98,9% kalsium karbonat (CaCO₃) dan 0,95% magnesium karbonat (MgCO₃) (Russell, 2007). Batu kapur di alam jarang ada yang murni, karena umumnya mineral ini selalu terdapat partikel kecil kuarsa, felspar, mineral lempung, pirit, siderit dan mineral lainnya. Dalam mineral batu kapur terdapat juga pengotor, terutama ion besi. Batu kapur berwarna putih keabu-abuan dengan kekerasan 3,00 Mohs, bersifat pejal dengan density bulk 2655 kg/m³, berbutir halus hingga kasar

dan mempunyai sifat mudah menyerap air serta mudah dihancurkan. Batu kapur juga mudah larut dalam asam. Batu kapur yang larut dalam zat asam akan menghasilkan gas karbon dioksida.

Tabel II.5 Data Komposisi *Lime Stone* yang Digunakan

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
CaCO ₃	0.930	44,484.930
Impuritas	0.050	2,391.663
H ₂ O	0.020	956.665
TOTAL	1	47,833.258

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

Batu kapur akan menjadi semakin tidak larut dalam air dengan naiknya temperatur. Klasifikasi batu kapur dalam perdagangan mineral industri didasarkan atas kandungan unsur kalsium (Ca) dan unsur magnesium (Mg). Misalnya, batu kapur yang mengandung $\pm 90\%$ CaCO₃ disebut batu kapur kalsit, sedangkan bila mengandung 19% MgCO₃ disebut dolomit (Amethyst, 2010).

Tabel II.6 Sifat Fisik dan Spesifikasi batu kapur (CaCO_3)

Parameter	Nilai
Berat Molekul	100,09 gr/mol
Titik lebur, 1 atm	2570°C
Titik didih, 1 atm	2850°C
Densitas, 1 atm	2,711 gr/ml
Energi bebas Gibbs (25°C)	-1.129.000 kJ/mol
Kapasitas panas (25°C)	-5,896 cal/mol°C
Kelarutan , 250C	0,0014 gr/ 100 gr H ₂ O
Kelarutan , 1000 °C	0,002 gr/ 100 gr H ₂ O
Panas penguapan, 1 atm	12.700 cal/mol
Ukuran	30 mesh
Silika Modulus	1,49
Iron Modulus	4,13
CaO	50,80%
MgO maks	1,22%
Impuritas	0,2%
Fasa	Padat
Warna	Putih kekuningan

(Sumber : Perry, 2008)

3. Air Proses

Selain garam rakyat dan batu kapur bahan baku utama dalam pembuatan Na_2CO_3 adalah air proses. Air Proses merupakan air yang sudah di proses sedemikian rupa sehingga air sudah tidak

mengandung impuritis yang mengganggu dalam proses pembuatan Na_2CO_3 . Air proses ini digunakan untuk melarutkan dan membersihkan garam rakyat dari impuritis. Spesifikasi air proses yang digunakan dalam proses pembuatan Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.7**.

Tabel II.7 Syarat Baku Mutu Air Proses

Karakteristik	Syarat baku mutu
pH	7,5-8,5
Total hardness	0 ppm
Turbidity	Max 3 ppm
Cl_2	$< 0,5$ ppm

(Sumber: Petrokimia Gresik, Maret 2016)

Dari syarat baku mutu air proses sangat minim kandungan impuritisnya sehingga pada perhitungan diasumsikan kandungan H_2O pada air proses adalah 100%.

b. Bahan Baku Penunjang

Bahan baku penunjang merupakan bahan baku yang digunakan sebagai pelengkap dalam reaksi pembentukan Na_2CO_3 melalui proses *Solvay*.

1. Amonia (NH_3)

Spesifikasi amonia yang digunakan dalam proses pembuatan Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.8**.

Tabel II.8 Sifat Fisik Amonia (NH₃)

Parameter	Nilai
Rumus Molekul	(NH ₃)
Massa molar	17,031 g/mol
Penampilan	Tidak berwarna
Densitas	0.86 kg/m ³ (1,013 bar at boiling point)
Titik lebur	-77,73 °C
Titik didih	-33,34 °C
Kelarutan dalam air	47% w/w (0°C) 31% w/w (25°C) 18% w/w (50°C)
Kebebasan (ρK _b)	4,75
Vapor Pressure	8573 h Pa
Viscosity	0,276 cP (-40°C)

(Perry, 2008)

Bahan baku penunjang pada proses pembuatan Na₂CO₃ adalah NH₃. Bahan baku penunjang ini digunakan sebagai reagen untuk membentuk endapan bikarbonat (NaHCO₃).

2. Polyacrylmide (P.A.M)

Polyacrylmide merupakan polimer anionik yang bertindak sebagai flokulan pada pemurnian garam rakyat. Polyacrylamide larut dalam air dan pelarut organik sebagai asam asetat, glikol, gliserin dan amina. Spesifikasi polyacrylmide yang digunakan dalam proses pembuatan Na₂CO₃ ditunjukkan pada **Tabel II.9**

Tabel II.9 Sifat Fisik Polyacrylamide

Parameter	Nilai
Rumus Molekul	(C ₃ H ₅ NO) _n
Berat Molekul	71 g/mol
Nama Lain	Poliakrilamida
Eektif nilai pH	7 – 14
Sisa Monomer (%)	0,05 – 0,1
Fasa	Padat (bubuk, granula, kristal)
Warna	Putih

(Sumber: dykuza, 2011)

II.2.3 Kualitas Produk

Spesifikasi produk yang akan dihasilkan dari pabrik Na₂CO₃ dengan mereaksikan NaCl dan CaCO₃ dengan bantuan NH₃ ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk Na₂CO₃ yang dibutuhkan oleh industri yang ditunjukkan pada **Tabel II.10**. Sedangkan sifat-sifat Na₂CO₃ ditunjukkan pada **Tabel II.11**.

Tabel II.10 Target Spesifikasi Kadar Na₂CO₃

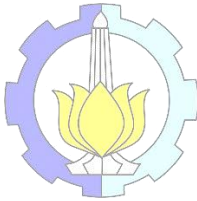
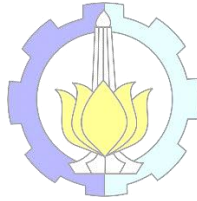
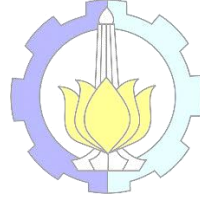
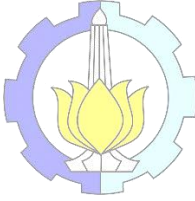
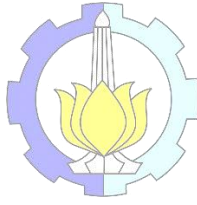
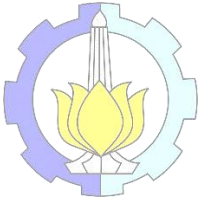
Komponen	Kadar (%)
Na ₂ CO ₃	Min 99,0
NaCl	0,4
Na ₂ SO ₄	0,04
Fe ₂ O ₃	0,004
H ₂ O (insoluble)	0,01

(Data SNI 06-0598-1989)

Tabel II.11 Sifat Fisik Produk Na_2CO_3

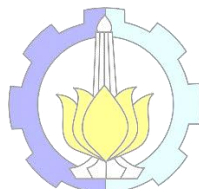
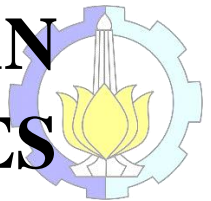
Parameter	Nilai
Berat Molekul	105,99
Densitas 20°C, g/cm ³	2.533
Titik lebur	851°C
Panas peleburan	316 J/g
Kapasitas panas 25°C	1.043 J/g K
Panas pembentukan	10.676 J/g
Panas pelarutan	-222 J/g

(Perry, 2008)



BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES



BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-Tipe Proses

Proses pembuatan Na_2CO_3 ada dua macam yaitu secara sintetik dan alami. Secara sintetik terdiri atas proses *Le Blanc*, *Solvay* dan Karbonasi sedangkan secara alami disebut sebagai proses Natural. Berikut penjelasan mengenai proses pembuatan Na_2CO_3 .

Tabel III.1 Tipe-tipe proses produksi Natrium Karbonat

Bahan Baku	Proses
$\text{NaCl} + \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{C}$	<i>Le Blanc</i>
$\text{NaCl} + \text{CaCO}_3 + \text{NH}_3$	<i>Solvay</i>
$\text{CO}_2 + \text{NaOH}$	Karbonasi
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	Natural

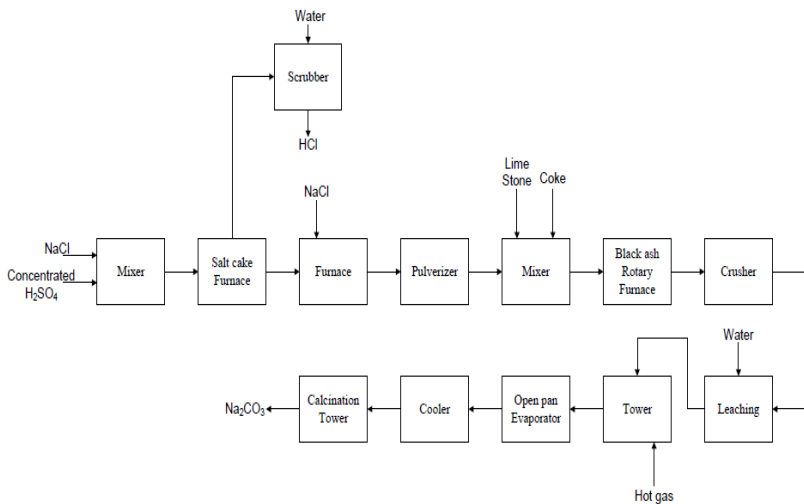
(Sumber :Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

III.1.1 Proses *Le Blanc*

Pertama, garam laut (natrium klorida) direbus dalam asam sulfat untuk menghasilkan natrium sulfat dan gas hidrogen klorida. Proses ini didasarkan atas pemanggangan *salt cake* (kerak garam) dengan karbon (batubara) dan batu kapur di dalam kiln dan sesudah itu mengeraskan hasilnya dengan air. Produk kasar dari reaksi ini disebut *black ash* (abu hitam). Pengerasan dilakukan pada waktu dingin, pada pengerasan ini berlangsung hidrolisis sebagian sulfida. Kemudian *black ash* diubah lagi menjadi karbonat melalui pengolahan dengan gas yang mengandung karbon dioksida yang berasal dari kiln. Larutan Na_2CO_3 yang dihasilkan, dipekatkan sehingga menghasilkan Na_2CO_3 yang kemudian dikeringkan atau dikalsinasi (Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984).

Proses *Le Blanc* didasarkan pada reaksi berikut:

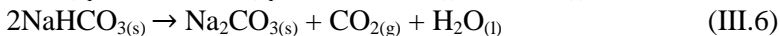




Gambar III.1 Blok Diagram Proses *Le Blanc*
 (Sumber :Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

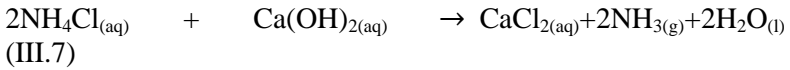
III.1.2 Proses *Solvay*

Dikenal sebagai proses soda amonia yang menggunakan garam (NaCl), dan batu kapur (CaCO₃) sebagai bahan baku dasar dan menggunakan amonia sebagai *siklus reagen*, dengan produk samping CaCl₂. Ini berdasarkan pada kenyataan bahwa amonia bereaksi dengan karbon dioksida dan air untuk membentuk amonium bikarbonat, dengan reaksi sebagai berikut:

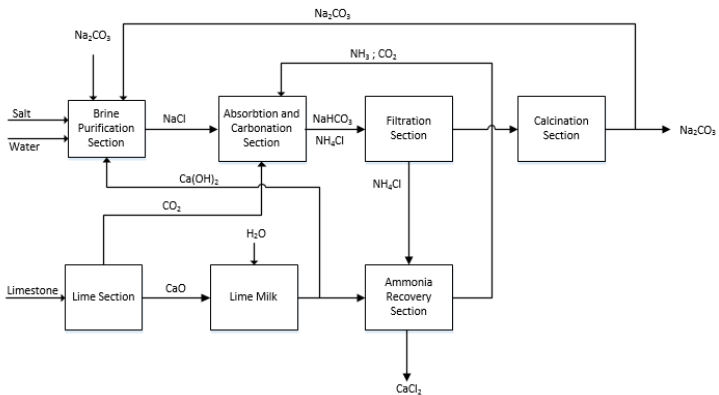


Dalam reaksi ini, amonium bikarbonat yang terbentuk bereaksi dengan garam untuk membentuk natrium bikarbonat. Natrium bikarbonat ini kemudian dikalsinasi menjadi abu soda ringan. Klorida juga terbentuk sebagai produk sampingan. Hal ini

dinetralsir dengan kapur untuk membentuk kalsium klorida, dengan reaksi sebagai berikut:



Hampir semua amonia terbentuk oleh reaksi ini di-*recycle* masuk kedalam proses untuk digunakan kembali. Amonia bisa dianggap sebagai katalis. Proses *Solvay* pada umumnya seperti berikut.



Gambar III.2 Blok Diagram Proses *Solvay*

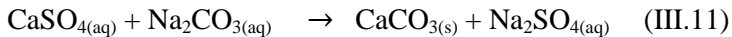
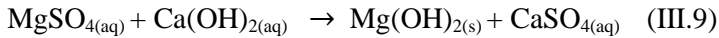
(Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

Proses soda amonia dapat diringkas sesuai dengan persamaan berikut:



Namun, reaksi kimia ini tidak langsung diterapkan. Proses *Solvay* menggunakan tahap perantara NH_4HCO_3 dalam mendapatkan Na_2CO_3 dari NaCl dan CaCO_3 . Amonia (NH_3) yang dibutuhkan didaur ulang. Proses ini diringkas sebagai berikut:

- a. Pemurnian air garam, untuk mendapatkan larutan natrium klorida murni:

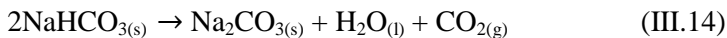


- b. Absorpsi amonia dan karbonasi dari garam amonia setelah CO_2 terkompresi dari reaksi (III.13) dan (III.14)



- c. Filtrasi natrium bikarbonat, didapatkan dari (III.11) dan (III.12)

- d. Dekomposisi bikarbonat menjadi karbonat dan CO_2
recovery



- e. Pembakaran batu kapur di kiln dan CO_2 *recovery*



- f. Larutan kapur



- g. Regenerasi amonia

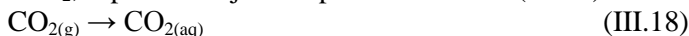


(Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992)

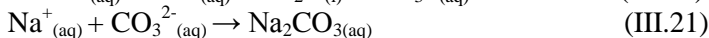
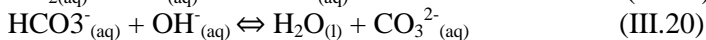
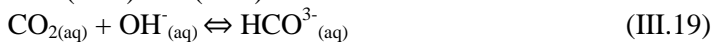
III.1.3 Proses Karbonasi

Ekonomi proses ini tergantung pada ketersediaan jumlah NaOH yang diproduksi sebagai produk sampingan dari pembuatan klorin dari air garam. Sangat menarik untuk dicatat bahwa pasar Na_2CO_3 tergantung pada permintaan untuk klorin karena selama produksi klorin, soda kaustik juga diproduksi dimana bersaing dalam sebagian besar aplikasi soda abu. Oleh karena itu, jika pasar klorin tumbuh pada tingkat yang tinggi, produk sampingan soda kaustik yang dihasilkan, dapat mengambil alih sebagian besar pasar Na_2CO_3 dan menekan harga. Dengan demikian studi pasar dan kelayakan untuk Na_2CO_3 harus memperhitungkan saat ini dan proyeksi pasar kaustik / klorin (Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992).

Mekanisme pembuatan Na_2CO_3 dengan proses karbonasi natrium hidroksida dilakukan dengan absorpsi CO_2 dalam larutan NaOH yang dapat dijelaskan seperti di bawah ini. Pertama, Na^+ dan OH^- hampir sepenuhnya terionisasi dalam *pure water* karena NaOH adalah basa kuat. Kedua, ketika gas CO_2 diumpankan ke larutan NaOH untuk diabsorb, CO_2 secara fisik terabsorb menjadi larutan CO_2 , seperti ditunjukkan pada Persamaan (III.17).



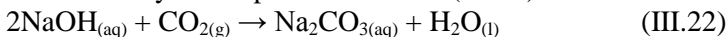
Selanjutnya, CO_2 cair bereaksi dengan OH^- untuk menghasilkan HCO_3^- dan CO_3^{2-} , seperti yang tunjukkan dalam persamaan (2.18) dan (2.19).



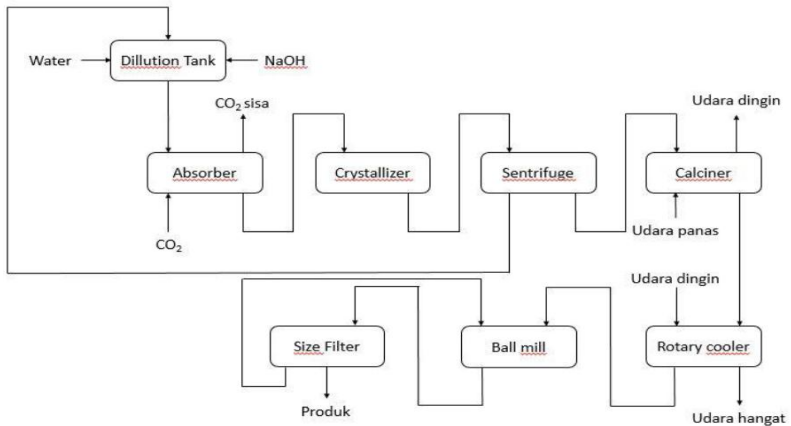
(Darmana et al., 2007)

Meskipun persamaan (III.19) adalah reaksi orde kedua, dapat dianggap sebagai reaksi orde satu semua karena konsentrasi CO_2 konstan. Persamaan. (III.19) dan (III.20) adalah reaksi *reversible* dengan laju yang sangat cepat dalam kisaran pH tinggi. Reaksi (III.20) segera terjadi setelah reaksi (III.19). Larutan CO_2 tidak terdapat dalam larutan selama reaksi keseluruhan karena pembentukannya segera bereaksi dengan OH^- . Setelah CO_2 yang dihasilkan dalam larutan, larutan CO_2 segera dikonsumsi melalui reaksi (III.19) dan (III.20) (Fleischer et al., 1996).

Persamaan (III.20) dominan di awal reaksi karena absorben dipertahankan dengan alkalinitas yang sangat tinggi dan selanjutnya meningkatkan konsentrasi relatif CO_3^{2-} dengan HCO_3^- . Selain itu, OH^- cepat menurun melalui reaksi (III.19) dan (III.20). Oleh karena itu, sementara pH dengan cepat menurun selama periode reaksi awal, konsentrasi CO_3^{2-} meningkat. Berdasarkan fenomena tersebut, reaksi bersih dilakukan selama waktu awal (atau *range*) reaksi penyerapan CO_2 secara keseluruhan dinyatakan pada Persamaan (III.20).



(Fleischer et al., 1996)

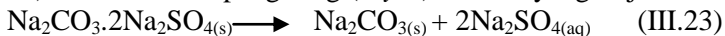


Gambar III.3 Blok Diagram Proses Karbonasi

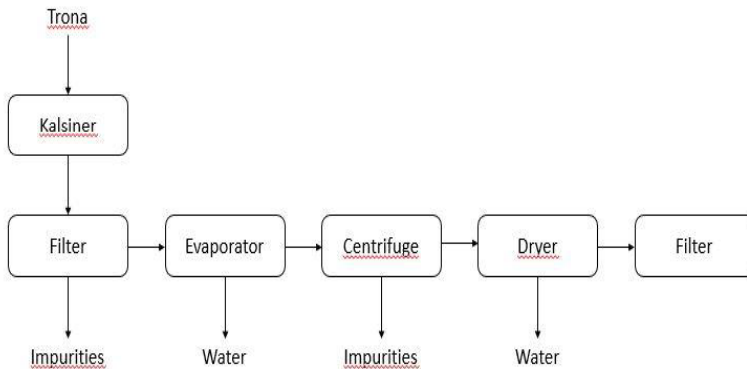
(Sumber: Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992)

III.1.4 Proses Natural

Bahan baku yang digunakan pada proses natural ini adalah Kristal *crudeburkeite* ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$) atau biji trona yang telah dipisahkan dari impuritasnya. Kristal *crude burkeite* yang terdiri atas Li_2NaPO_4 dan $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$ dipisahkan sedangkan filtratnya dipekatkan menjadi $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ (garam *Glauber's*). Garam *Glauber's* disaring dari larutan pekat yang kaya akan Na_2CO_3 . Kristal soda murni diperoleh dengan cara mendinginkan kristal soda murni dalam tangki pendingin, kemudian disaring (*filter*) lalu masuk ke pengering (*dryer*). Reaksi yang terjadi:



Mineral trona dapat ditemukan dibawah tanah (*Green River* di Wyoming Amerika Serikat, Mongolia Cina, Henan Cina) atau danau kering (Danau Searles di California Amerika Serikat, Danau Magadi di Kenya, Sua Pan Botswana). Trona ditambang di 1.500 kaki (457,2 meter) di bawah permukaan laut.



Gambar III.4 Blok Diagram Proses Natural
(Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

III.2 Pemilihan Proses

Berdasarkan beberapa macam proses pembuatan Na_2CO_3 yang telah diuraikan sebelumnya, masing-masing proses mempunyai kelebihan dan kekurangan. Berikut akan diuraikan beberapa pertimbangan untuk pemilihan proses dari segi ketersediaan bahan baku, aspek ekonomi dan dampak terhadap lingkungannya.

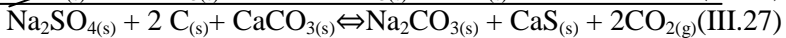
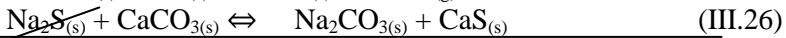
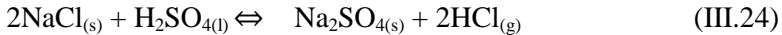
III.2.1 Proses *Le Blanc*

Bahan baku proses ini yaitu NaCl , CaCO_3 dan C dengan bahan tambahan menggunakan larutan H_2SO_4 , sehingga harus dipilih peralatan yang tahan terhadap asam. NaCl dan CaCO_3 bisa dijumpai dengan mudah di Indonesia, NaCl bisa didapatkan dari proses pemurnian air laut, sedangkan CaCO_3 didapatkan dari hasil pertambangan yang masih berlimpah di Indonesia. Untuk H_2SO_4 bisa dipenuhi dari industri lain dalam negeri, misalnya PT Petrokimia Gresik.

Kondisi operasi memerlukan suhu yang tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi dan pelelehan. Tahap yang harus

dilewati untuk membentuk Na_2CO_3 relatif kompleks, karena harus membentuk *saltcake* terlebih dulu, kemudian dilelehkan dan setelah itu melalui proses kalsinasi di kiln. Lalu melalui proses *size reduction* yang kemudian dipisahkan antara Na_2CO_3 dengan CaS dengan proses *leaching*.

Reaksi yang terjadi:



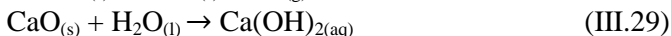
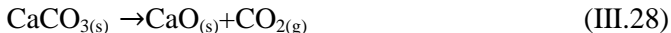
III.2.2 Proses Solvay

Bahan baku proses ini yaitu NaCl , dan CaCO_3 dengan bahan tambahan menggunakan gas NH_3 . NaCl dan CaCO_3 bisa dijumpai dengan mudah di Indonesia, NaCl bisa didapatkan dari proses pemurnian air laut, sedangkan CaCO_3 didapatkan dari hasil pertambangan yang masih berlimpah di Indonesia. Untuk NH_3 bisa dipenuhi dari industri lain dalam negeri, misalnya PT Petrokimia Gresik.

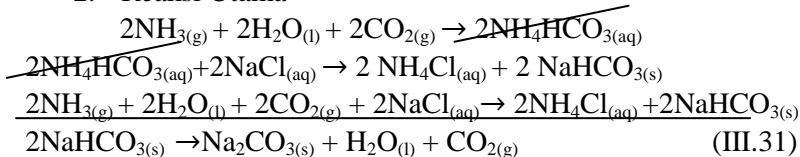
Kondisi operasi memerlukan suhu yang relatif tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi. Tahap yang harus dilewati untuk membentuk Na_2CO_3 relatif kompleks namun lebih efisien dalam penggunaan bahannya yaitu NH_3 karena dapat di-*recovery* untuk digunakan kembali.

Reaksi yang terjadi:

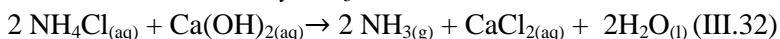
1. Reaksi untuk *LimeSection*



2. Reaksi Utama



3. Reaksi *recovery* NH₃

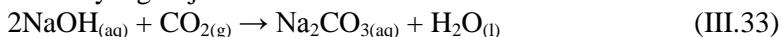


III.2.3 Proses Karbonasi

Bahan baku proses ini yaitu NaOH dan CO₂. NaOH bisa didapatkan dari CV Mitra Usaha Mandiri, sedangkan CO₂ didapatkan dari sisa gas hasil pembakaran kiln di pabrik semen, yaitu PT Semen Gresik.

Kondisi operasi memerlukan suhu yang relatif tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi. Tahap yang harus dilewati untuk membentuk Na₂CO₃ relatif lebih sederhana dibanding dua proses sebelumnya.

Reaksi yang terjadi:



III.2.4 Proses Natural

Dilihat dari segi ketersediaan bahan baku, proses ini tidak mungkin dilakukan di Indonesia karena berasal dari endapan trona yang tidak terdapat di Indonesia. Mineral trona dapat ditemukan dibawah tanah (*Green River* di Wyoming Amerika Serikat, Mongolia Cina, Henan Cina) atau danau kering (Danau Searles di California Amerika Serikat, Danau Magadi di Kenya, Sua Pan Botswana). Trona ditambang di 1.500 kaki (457,2 meter) di bawah permukaan laut. Berikut merupakan perbandingan Proses pembuatan Na₂CO₃ ditinjau dari Proses Sintetis dapat dilihat pada **Tabel III.2**

Tabel III.2 Perbandingan Proses Pembuatan Na_2CO_3

No	Pertimbangan	Proses		
		<i>Le Blanc</i>	<i>Solvay</i>	Karbonasi
1.	Aspek Teknis			
	a Bahan baku	NaCl; CaCO ₃ ; C	NaCl; CaCO ₃	CO ₂ ; NaOH
	b Bahan tambahan	H ₂ SO ₄	NH ₃	-
	c Produk samping	HCl; CaS	CaCl ₂	-
	d Kemurnian produk	96,8%	99,6%	99%
	e Korosivitas bahan	Tinggi	Sedang	Sedang
2.	Kondisi Operasi			
	a Tekanan (atm)	Tinggi	1	1
	b Temperatur (°C)	Tinggi	60	30
	Aspek Dampak Lingkungan	Tinggi	Sedang	Rendah

Tabel III.3 Pemilihan Proses pembuatan Na₂CO₃

Parameter	Bobot	Alternatif Proses					
		Le Blanc		Solvay		Karbonasi	
		Nilai	Total	Nilai	Total	Nilai	Total
1. Aspek Teknis Proses							
a. Bahan Baku	0,257	69	17,733	85	21,845	72	18,504
b. Bahan Tambahan	0,11	60	6,6	75	8,25	0	0
c. Produk samping	0,084	25	2,1	50	4,2	0	0
d. Kemurnian Produk	0,119	80	9,52	90	10,71	85	10,115
e. Korosivitas bahan	0,113	25	2,825	70	7,91	70	7,91
2. Kondisi Operasi							
a. Tekanan	0,091	25	2,275	80	7,28	80	7,28
b. Temperatur	0,105	20	2,1	75	7,875	80	8,4
3. Aspek dampak lingkungan							
	0,121	25	3,025	75	9,075	80	9,68
Total	1		38,778		52,915		36,529

Keterangan Range Penilaian:

1. 0-25 = Kurang Baik/Tepat/Rekomendasi
2. 26-50 = Cukup Baik/Tepat/Rekomendasi
3. 51-75 = Baik/Tepat/Rekomendasi
4. 76-100 = sangat Baik/Tepat/Rekomendasi

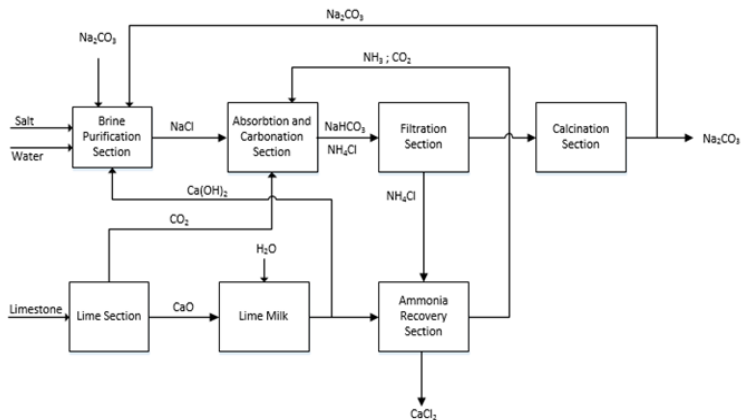
Setelah mencermati kelebihan dan kekurangan proses pembuatan Na_2CO_3 diatas, maka dipilih **Proses Solvay** untuk pembuatan natrium karbonat dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Kemurnian produk yang lebih tinggi, yaitu mampu mencapai 99,6%
- Korosivitas bahan yang lebih rendah sehingga tidak memerlukan biaya perawatan yang tinggi
- Dampak lingkungan yang diakibatkan proses lebih kecil sehingga tidak memerlukan perlakuan khusus atas pencemaran yang terjadi dan produk samping bisa dijual
- Proses *Le Blanc* merupakan proses yang sudah lama dilakukan dan mulai ditinggalkan. Hal ini dikarenakan proses *Solvay* lebih ekonomis dengan memiliki produk dengan kualitas yang lebih tinggi.

Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan Na_2CO_3 dengan proses *solvay* pada intinya adalah absorpsi CO_2 dan NH_3 dengan menggunakan NaCl dari purifikasi air laut sebagai pelarut. Proses ini melalui beberapa tahapan yang terbagi menjadi beberapa proses, yaitu:

1. *Brine Purification Section*
2. *Lime Section*
3. *Ammonia Absorption & Carbonation Section*
4. *Calcinations Section*



Gambar III.5 Blok Diagram Pembuatan Na_2CO_3

Berikut penjelasan ringkas mengenai masing-masing *section*:

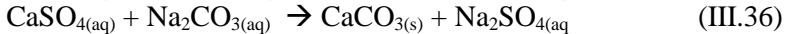
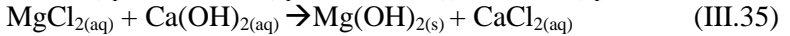
1. Brine Purification Section

NaCl sebagai bahan baku utama dari proses *solvay* dapat diperoleh dari garam rakyat. Garam rakyat masih mengandung berbagai zat pengotor anorganik yang dapat menyebabkan masalah pada proses produksi dan merusak kualitas dari produk akhir. Contohnya adalah jika terdapat ion *calcium* dan *magnesium* yang dapat menyebabkan *scaling* (kerak) pada perpipaan instrument.

Garam kristal dari *storage* (F-111) dilewatkan menggunakan *conveyor* (J-112) menuju *salt dissolver tank* (M-120) untuk melarutkan garam rakyat dengan menggunakan air proses. Kemudian *crude brine* ini akan dipompa dengan menggunakan *salt dissolver pump* (L-121) menuju reaktor (R-150). Sebagian Na_2CO_3 dari produk akan diumpankan menuju reaktor (R-150) dan dilarutkan terlebih dahulu dengan air proses dalam Na_2CO_3 tank (M-130) dan *lime milk* dari *lime section* akan diambil untuk direaksikan dengan larutan *crude brine* dalam reaktor (R-150) yang sebelumnya di masukkan dalam lime milk

tank (M-140). Lalu Na_2CO_3 dan *lime milk* secara bersamaan dengan *crude brine* akan masuk ke dalam reaktor (R-150) untuk melepaskan ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} .

Reaksi untuk melepaskan ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} . Pada reaktor (R-150) yaitu:

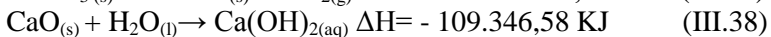


Brine yang keluar dari reaktor dan masuk ke dalam *Brine Clarifier* (H-170) untuk dicampurkan dengan larutan P.A.M dari *P.A.M Tank* (M-160) sebagai koagulan.

Dimana arus keluar bagian atas (*overflowing liquid*) adalah NaCl murni (*purified brine*) dan keluar bawah adalah lumpur NaCl (*salt mud*). Lumpur NaCl ini akan menuju penampungan limbah sebagai *waste product*. NaCl murni akan dialirkan ke dalam *ammonia absorber* (D-310) yang sebelumnya dilewatkan dalam *brine storage* (F-172).

2. Lime Section

Dalam unit ini batu kapur didekomposisi di dalam *rotary kiln* (B-230) melalui proses pemanasan dengan bahan bakar pemanasan berupa batu bara (*coal*), hasil gas keluaran dari kiln disalurkan dalam unit karbonasi dan kapur dimasukkan ke dalam tank pelarutan atau *Lime Slaker* (R-240). Reaksi yang terjadi pada unit pengolahan batu kapur adalah sebagai berikut:



Sebelum masuk *Rotary Kiln*, bahan batu kapur dihaluskan menjadi partikel-partikel lebih kecil melalui *Jaw Crusher* (C-210). Udara dihembuskan ke dalam *Rotary Kiln* (B-230) melalui *Blower* (G-231). Setelah melalui proses kalsinasi dalam *Rotary Kiln* (B-230) dihasilkan kapur mentah (*quicklime*) dan gas CO_2 dengan suhu terbaik kalsinasi dalam kiln adalah 1.050°C hingga 1.100°C .

Gas yang keluar dari *Rotary Kiln* (B-230) (sebagian besar berupa CO_2) dialirkan ke dalam *Cyclone* (H-232) untuk

menangkap dan memisahkan debu yang terbawa, selanjutnya gas keluar akan didinginkan melalui *Cooler Absorber* (E-313) untuk menyesuaikan suhu gas sebelum masuk ke dalam kolom *absorber*, selain itu panas hasil pembakaran digunakan untuk memanaskan udara pada unit kalsinasi.

Kapur yang keluar dari *rotary kiln* (B-230) didinginkan dengan *Grate Cooler* (E-233). Udara dihembuskan dari bawah *Grate Cooler* (E-233). Debu yang keluar dari *Grate Cooler* (E-233), ditangkap oleh *Cyclone* (H-234) kemudian debu yang tertangkap akan dilirkan ke *Conveyor* (J-235). Begitu pula dengan aliran padatan keluaran *Grate Cooler* (E-233) akan diteruskan ke *Conveyor* (J-235).

Kemudian melalui *Bucket Elevator* (J-236) disalurkan menuju tangki *lime slaker* (R-240). Air yang masuk dalam *lime slaker* (R-240) berasal dari utilitas pengolahan air proses. Kapur dilarutkan dalam air menjadi *lime milk* yang nantinya dialirkan menuju *Rotary Filter* (H-241) untuk memisahkan granul yang terbentuk. Selanjutnya *lime milk* yang berhasil lolos masuk dalam tangki penampung (F-242). *Lime milk* dialirkan ke Pre-Limer (R-410).

3. *Ammonia Absorption and Carbonation Section*

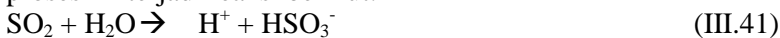
Air laut yang sudah melalui tahap purifikasi mengandung kadar NaCl yang tinggi dijenuhkan dengan uap air menjadi pelarut pada proses absorpsi. Gas dari tangki *Pre-Limer* (R-410) pada *NH₃ recovery section* mengandung CO₂ dan NH₃ dijenuhkan dengan uap air. Absorpsi yang terjadi pada *section* ini adalah NaCl mengabsorpsi NH₃. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, melepaskan panas sesuai dengan reaksi berikut:



Larutan NaCl masuk pada kolom absorber (D-310) dari atas dan gas NH₃-CO₂ dari bawah sehingga terjadi kontak secara *counter-current*. Keluaran dari absorpsi amonia akan membentuk

ammoniacal brine yang kemudian dialirkan ke *Carbonate Column* (D-330).

Ammoniacal brine atau disebut sebagai *precarbonated liquid* mengalir melalui bagian atas *Carbonate Column* (D-330) sebagai *washing tower*. Gas hasil pembakaran dari *Rotary Kiln* (B-230) masih mengandung SO_2 yang bersifat korosif, sehingga harus dihilangkan menggunakan *Flue Gas Desulphurization* (D-320). Pada proses ini gas dialirkan dari kolom bagian bawah, kemudian dari bagian atas kolom disemprotkan air proses. Dalam proses ini terjadi reaksi berikut:

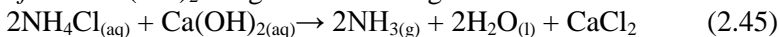


Kemudian gas keluaran *Flue Gas Desulphurization* (D-320) masuk melalui bagian bawah dari *Carbonate Column* (D-330). *Pre-carbonated liquid* mengalir ke bawah dan berkontak secara *counter-current* dengan gas yang naik dan mengabsorb CO_2 sedikit demi sedikit sehingga dapat memisahkan kristal NH_4HCO_3 setelah dibuat *saturated*, dan mengalir ke bagian bawah *Carbonate Column* (D-330) untuk mengabsorpsi CO_2 lebih lanjut dan membentuk NaHCO_3 kristal yang akan melewati *Rotary Drum Filter* (H-410) dan masuk ke *Calsination Section* (B-520). Sedangkan untuk NH_4Cl akan digunakan di proses NH_3 *recovery*.



Exit gas yang ikut dengan sedikit kandungan ammonia yang tidak ikut bereaksi keluar dari bagian atas *Carbonate Column* (D-330) mengalir *exit gas* dan dibuang ke atmosfer.

NH_4Cl dari *carbonation section* akan bereaksi dengan *milk of lime* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan reaksi sebagai berikut:



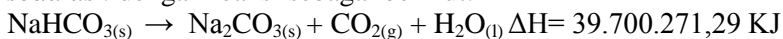
Mother liquor dari *carbonation section* (NH_4Cl) dipompakan ke tangki Pre-Limer (R-340) untuk direaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Hasil reaksi dari *pre-limer* akan menghasilkan gas CO_2 dan NH_3 yang akan terpisah naik untuk selanjutnya

masuk ke dalam kolom absorber pada *Carbonation section* (D-330). Sedangkan untuk CaCl_2 digunakan sebagai *by-product*.

4. *Calcination Section*

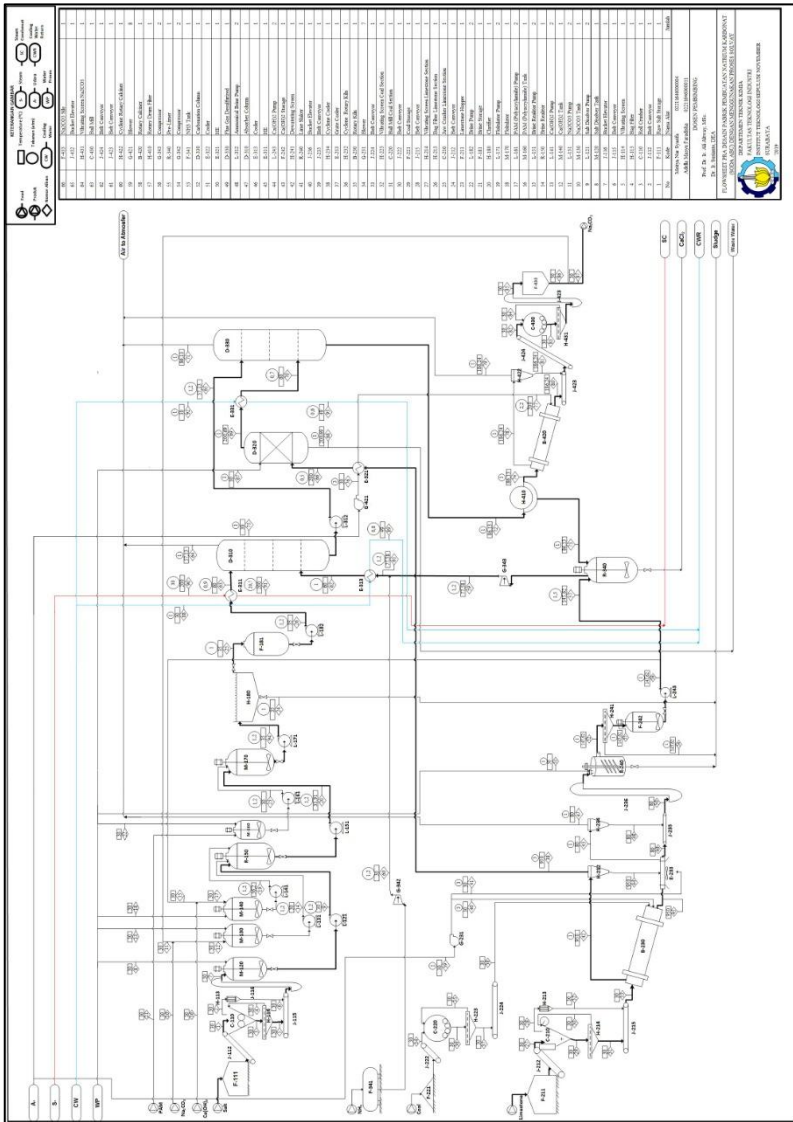
Cairan kental (*magma*) dari *carbonation column* masuk ke dalam *rotary drum filter* (H-410). Cairan ini mengandung NaHCO_3 dalam cairan ini berbentuk *solid* dan NH_4Cl berbentuk *liquid*. *Liquid* pada *drum filter* disebut *mother liquor* (dalam hal ini adalah NH_4Cl) akan dilanjutkan masuk ke dalam tangki *Pre-Limer* (R-340). NaHCO_3 yang telah dipisahkan dari *mother liquor* menuju *Rotary Calciner* (B-420) untuk dilanjutkan ke proses kalsinasi membentuk soda ash (*light ash section*).

Proses kalsinasi ini merupakan proses dekomposisi *crude bicarbonate* (bikarbonat kotor) melalui pemanasan menjadi *light soda ash* dengan reaksi sebagai berikut:

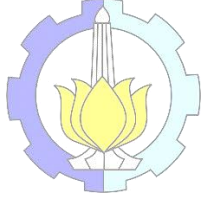
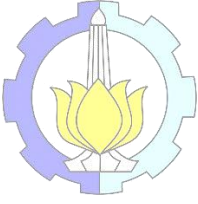
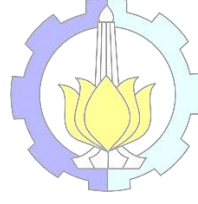
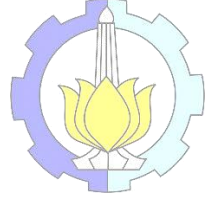
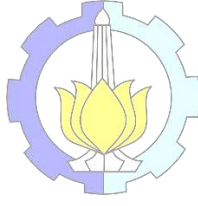


Proses kalsinasi yang berlangsung dalam *Rotary Calciner* (B-420) beroperasi pada kisaran suhu 180°C . Sumber panas dalam *Rotary Calciner* (B-420) diperoleh dari udara yang dipanaskan dengan menggunakan *steam* pada *heat exchanger* (E-321) hasil pemanfaatan panas gas hasil pembakaran di *Rotary Killn* (B-230) dan dialirkan melalui bagian belakang *Rotary Calciner* (B-420), sehingga proses kalsinasi berjalan secara *counter-current*.

Light soda ash akan dialirkan menggunakan *conveyor* (J-423) menuju *ball mill* (C-430) untuk memperkecil ukuran *granule*. Na_2CO_3 yang terbentuk dan telah diseragamkan ukurannya menggunakan *ball mill* (C-430) diharapkan memiliki ukuran hingga kurang dari 1 mm. *Granule* yang telah berukuran halus akan lolos saat dilewatkan ke *Vibrating screen* (H-431) sedangkan *granule* dengan ukuran yang masih besar akan di *recycle* untuk dimasukkan kembali ke dalam *ball mill* (C-430). Sedangkan *granule* dengan ukuran kurang dari 1 mm akan diangkut menuju *packing unit*.

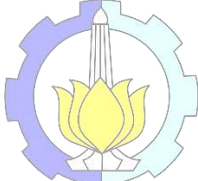
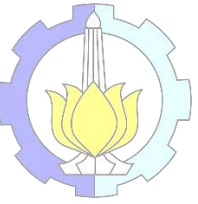


Gambar III.6 Proses Flow Diagram Natrium Karbonat



BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI



BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku menggunakan *Spread Sheet*.

Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan :

$$\text{Aliran Massa Input} + (\text{Generasi} - \text{Konsumsi}) - \text{Aliran Massa Output} = \text{Akumulasi} \quad (\text{IV.1})$$

Karena aliran *steady state*, maka reaksi menjadi :

$$\text{Aliran Massa Input} + (\text{Generasi} - \text{Konsumsi}) - \text{Aliran Massa Output} = 0 \quad (\text{IV.2})$$

Apabila tidak terjadi reaksi, maka generasi = konsumsi = 0, sehingga :

$$\text{Aliran Massa Input} = \text{Aliran Massa Output} \quad (\text{IV.3})$$

Neraca Massa Pabrik Soda Abu ini dihitung dengan data-data sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi (tahun) : 185.000 ton/tahun
- Basis : 10000 kg/jam
- Kapasitas Na_2CO_3 : 5450,43 kg/ja
- Kapasitas Na_2CO_3 yang diinginkan : 23358,59 kg/jam
- Dengan Waktu Operasi :
 - 1 tahun : 330 hari
 - 1 hari : 24 jam/hari

Pada proses produksi soda abu menggunakan bahan baku yaitu garam rakyat, air proses dan batu kapur. Komposisi bahan baku tersebut dapat dilihat pada **Tabel 3.1**, **Tabel 3.2** dan **Tabel 3.3**.

Tabel IV.1 Data Komposisi Garam Rakyat

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,856	36.685,199
CaSO ₄	0,010	437,137
MgCl ₂	0,026	1.097,127
MgSO ₄	0,008	347,138
Impuritas	0,006	248,568
H ₂ O	0,094	4.041,372
TOTAL	1	42.856,541

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

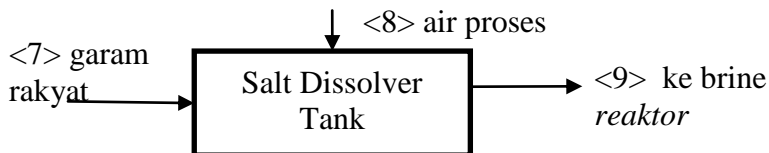
Tabel IV.2 Data Komposisi Batu Kapur

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0.930	29.160,030
Impuritas	0.050	1.567,744
H ₂ O	0.020	627,097
TOTAL	1	31.354,871

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

IV.1.1 Brine Purification Section

1. Dissolver Tank (M-120)



Gambar IV.1 Blok Diagram *Dissolver Tank* (M-120)

Fungsi : Melarutkan garam rakyat dengan air proses.

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

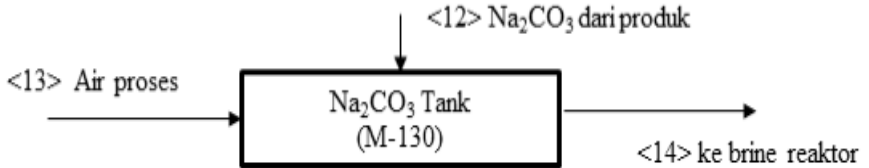
Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Dissolver Tank* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.3 Neraca Massa Salt Dissolver Tank (M-120)

Neraca Massa Salt Dissolver Tank					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <7> Garam Rakyat			Alliran <9> ke Brine Reaktor		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8560	36.685	NaCl	0,2549	36.685,20
CaSO ₄	0,0102	437	CaSO ₄	0,0030	437,14
MgCl ₂	0,0256	1.097	MgCl ₂	0,0076	1.097,13
MgSO ₄	0,0081	347	MgSO ₄	0,0024	347,14
Impurities	0,0058	249	Impurities	0,0017	248,57
H ₂ O	0,0943	4.041	H ₂ O	0,7303	105.102,5
Total <7>	1	42.857	Total <9>	1	143.917,6
Aliran <8> Air Proses					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
H ₂ O	1	101.061,1			
Total <8>	1	101.061,1			
Total Aliran Masuk		143.917,6	Total Aliran Keluar		143.917,6

2. Na₂CO₃ Tank (M-130)



Gambar IV.2 Blok Diagram Na₂CO₃ Tank (M-130)

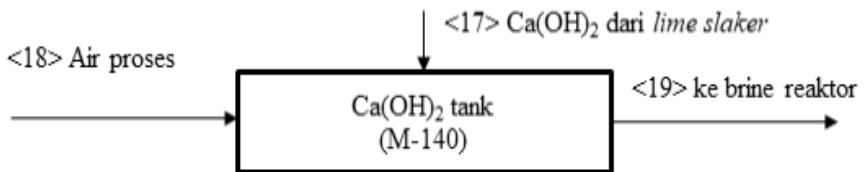
Fungsi : Melarutkan Na₂CO₃ dengan H₂O
 Tekanan Operasi : 1 atm
 Temperatur Operasi : 30 °C
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi
 Neraca massa Na₂CO₃ Tank hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.4 Neraca Massa Na₂CO₃ Tank (M-130)

Neraca Massa Na ₂ CO ₃ Tank					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <12> Na ₂ CO ₃ dari produk			Aliran <14> ke Brine Reactor		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Na ₂ CO ₃	0,9996	647,348	Na ₂ CO ₃	0,0741	647,348
H ₂ O	0,0003	0,170	H ₂ O	0,9259	8.091,85
Impuritas	0,0001	0,085	Impuritas	0,0000	0,085
Total <12>	1	647,60	Total <14>	1	8.739,28

Aliran <13> Air Proses			
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	
H ₂ O	1	8.091,68	
Total <13>	1	8.091,68	
Total Aliran Masuk		8.739,28	Total Aliran Keluar
			8.739,28

3. Ca(OH)₂ Tank (M-140)



Gambar IV.3 Blok Diagram Ca(OH)₂ Tank (M-140)

Fungsi : Menampung larutan Ca(OH)₂ dari lime slaker sebelum masuk ke *brine reactor*

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

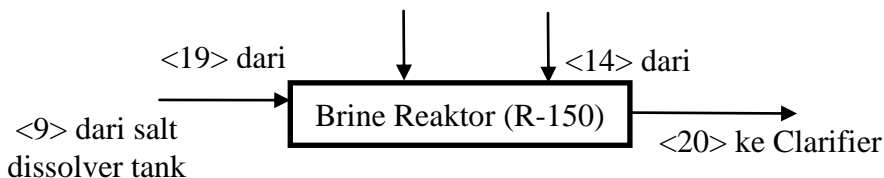
Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa Ca(OH)₂ Tank hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.5 Neraca Massa $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)

Neraca Massa $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <17> $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari Lime Slaker			Aliran <19> ke Brine Reactor		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,3112	1.068,67	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,1561	1.068,67
H_2O	0,6888	2.365,78	H_2O	0,8439	5.776,61
Total <17>	1	3.434,45	Total <19>	1	6.845,28
Aliran <18> Air Proses					
H_2O	1	3.410,82			
Total <18>	1	3.410,82			
Total Aliran Masuk		6.845,28	Total Aliran Keluar		6.845,28

4. Brine Reactor (R-150)



Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem Brine Reactor (R-150)

Fungsi : Pemurnian NaCl dari impuritas dengan air laut dan ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Brine Reactor* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.6 Generasi dan Konsumsi pada *Brine Reactor* (R-150)

Komponen	BM	Konsumsi		Generasi	
		Kmol	Massa (kg)	Kmol	Massa (kg)
MgSO4	120	2,8928	347,1380	0	0
Ca(OH)2	74	14,4415	1.068,6730	0	0
Na2CO3	106	6,1071	647,3480	0	0
MgCl2	95	11,5487	1.097,1274	0	0
CaSO4	136	6,1071	830,5598	2,8928	393,4230
Mg(OH)2	58	0	0	14,4415	837,6085
CaCl2	111	0	0	11,5487	1.281,9068
CaCO3	100	0	0	6,1071	610,7057
Na2SO4	142	0	0	6,1071	867,2021
Total		41,0972	3.990,85	41,10	3.990,85

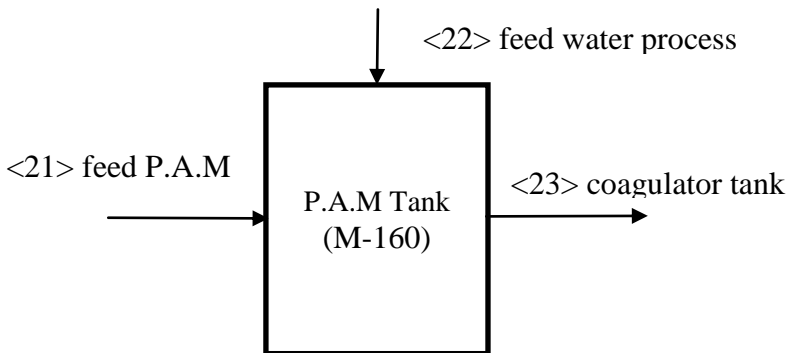
Tabel IV.7 Neraca Massa Brine Reactor (R-150)

Neraca Massa Brine Reactor					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <9> <i>Salt Dissolver Tank</i>			Aliran <20> <i>Clarifier</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,2549	36.685,19	NaCl	0,2300	36.685,19
CaSO ₄	0,0030	437,13	CaSO ₄	0,0000	0
MgCl ₂	0,0076	1.097,12	MgCl ₂	0,0000	0
MgSO ₄	0,0024	347,13	MgSO ₄	0,0000	0
Impuritas	0,0017	248,56	Impuritas	0,0016	248,65
H ₂ O	0,7303	105.102,5	H ₂ O	0,7459	118.970,9
Total <9>	1	143.917,6	Na ₂ CO ₃	0,0000	0
			Ca(OH) ₂	0,0000	0
			CaCO ₃	0,0038	610,70
			Mg(OH) ₂	0,0053	837,60
Aliran <14> Na ₂ CO ₃ Tank			CaCl ₂	0,0080	1.281,90
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Na ₂ SO ₄	0,0054	867,20
Na ₂ CO ₃	0,0741	647,34	Total <20>	1	159.502,2
H ₂ O	0,9259	8.091,85			
Impuritas	0,0000	0,0854			
Total <14>	1	8.739,28			

Aliran <19> Ca(OH) ₂ Tank				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)		
Ca(OH) ₂	0,1561	1.068,67		
H ₂ O	0,8439	5.776,61		
Total <19>	1	6.845,28		
Total Aliran Masuk		159.502,2	Total Aliran Keluar	159.502,2

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 159.502,26 \text{ kg} + 3.990,85 \text{ kg} &= 159.502,26 \text{ kg} + 3.990,85 \text{ kg} \\
 \mathbf{163.493 \text{ kg}} &= \mathbf{163.493 \text{ kg}}
 \end{aligned}$$

5. P.A.M Tank (M-160)



Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)

Fungsi : Melarutkan P.A.M menjadi larutan P.A.M sebagai koagulan

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

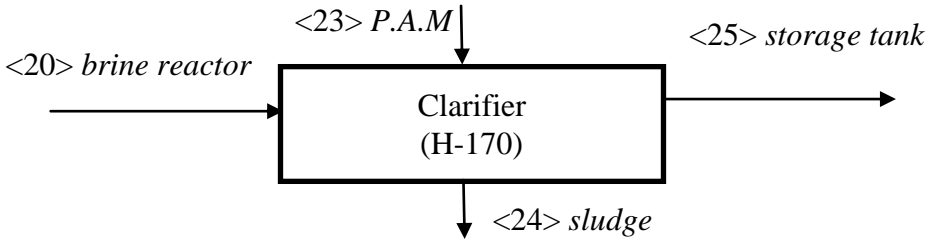
Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa P.A.M *Tank* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.8 Neraca Massa P.A.M *Tank* (M-160)

Neraca Massa P.A.M <i>Tank</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <21> <i>feed P.A.M</i>			Aliran <23> <i>Clarifier</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
P.A.M	1	1,3926	P.A.M	0,0113	1,3926
Total <21>	1	1,3926	H2O	0,9887	122,2376
			Total <23>	1	123,6302
Aliran <22> <i>water process</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
H2O	1	122,2376			
Total <22>	1	122,2376			
Total Aliran Masuk		123,6302	Total Aliran Keluar		123,6302

6. Clarifier (H-170)



Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem *Clarifier* (H-170)

Fungsi : Memisahkan pengotor dan purified brine

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Tidak terjadi reaksi
- Pengotor terendapkan = 90%
- Liquid (H₂O dan NaCl) terbawa reject = 10%

Neraca massa *Clarifier* hasil perhitungan Appendix A :

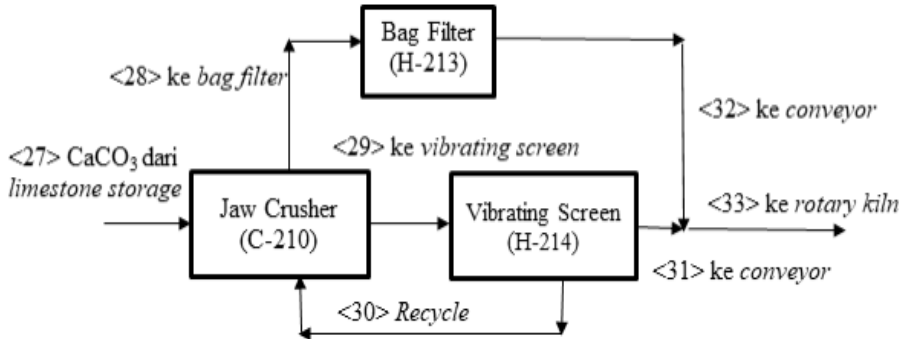
Tabel IV.9 Neraca Massa *Clarifier* (H-170)

Neraca Massa <i>Clarifier</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <20> <i>Brine reactor</i>			Aliran <25> <i>Storage Tank</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,230	36.685,2	NaCl	0,235	33.016,7
H ₂ O	0,746	118.971,0	H ₂ O	0,762	107.184
Mg(OH) ₂	0,005	837,6	Mg(OH) ₂	0,001	83,761

CaCl ₂	0,008	1.281,9	CaCl ₂	0,001	128,191
Na ₂ SO ₄	0,005	867,2	Na ₂ SO ₄	0,001	86,720
CaCO ₃	0,004	610,7	CaCO ₃	0,000	61,071
Ca(OH) ₂	0,000	0,0	Ca(OH) ₂	0,000	0,000
Na ₂ CO ₃	0,000	0,0	Na ₂ CO ₃	0,000	0,000
Impuritas	0,002	248,7	Impuritas	0,000	24,865
Total <20>	1	159.502,2	P.A.M	0,000	0,139
			Total <25>	1	140.5
Aliran <23> P.A.M tank			Aliran <24> sludge		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
P.A.M	0,011	1,4	NaCl	0,193	3.668,52
H ₂ O	0,989	122,2	H ₂ O	0,625	11.909,32
Total <23>	1,000	123,6	Mg(OH) ₂	0,040	753,84
			CaCl ₂	0,061	1.153,71
			Na ₂ SO ₄	0,041	780,48
			CaCO ₃	0,029	549,63
			Ca(OH) ₂	0,000	0,000
			Na ₂ CO ₃	0,000	0,000
			Impuritas	0,012	223,78
			P.A.M	0,000	1,25
			Total <24>	1	19.040,56
Total Aliran Masuk		159.625,8	Total Aliran Keluar		159.625,8

IV.1.2 Limestone Section

1. Roll Crusher (C-210), Conveyor (J-214) dan Bag Filter (H-213)



Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem *Jaw Crusher* (C-210), *Vibrating Screen* (H-214) dan *Bag Filter* (H-213)

- Fungsi *Jaw Crusher* (C-210) : Menyeragamkan ukuran padatan CaCO₃ menjadi lebih kecil
- Fungsi *Vibrating Screen* (H-214) : Mengayak CaCO₃ dengan ukuran 70 mm dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam *jaw crusher*
- Fungsi *Bag Filter* (H-213) : Menangkap debu yang beterbangan dari *jaw crusher*

Asumsi :

- *Dust Lost* = 10%
- Partikel *Oversize* direcycle = 4% (>70 mm)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Jaw Crusher* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.10 Neraca Massa *Jaw Crusher* (C-210)

Neraca Massa <i>Jaw Crusher</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <27> CaCO ₃ dari <i>Lime Storage</i>			Aliran <29> ke <i>Vibrating Screen</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,930	29.160,03	CaCO ₃	0,930	27.224,09
Impuritas	0,050	1.567,74	Impuritas	0,050	1.463,66
H ₂ O	0,020	627,09	H ₂ O	0,020	585,46
Total <27>	1	31.354,87	Total <29>	1	29.273,22
Aliran <30> dari <i>Recycle</i>			Aliran <31> ke <i>Bag Filter</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,930	1.088,96	CaCO ₃	0,930	3.024,89
Impuritas	0,050	58,54	Impuritas	0,050	162,62
H ₂ O	0,020	23,41	H ₂ O	0,020	65,05
Total <30>	1	1.170,92	Total <31>	1	3.252,58
Total Aliran Masuk		32.525,80	Total Aliran Keluar		32.525,80

Neraca massa *Bag Filter* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.11 Neraca Massa *Bag Filter* (H-213)

Neraca Massa <i>Bag Filter</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <28> dari <i>Jaw Crusher</i>			Aliran <32> ke <i>Conveyor</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,930	3.024,899	CaCO ₃	0,930	3.024,899
Impuritas	0,050	162,629	Impuritas	0,050	162,629
H ₂ O	0,020	65,052	H ₂ O	0,020	65,052
Total <28>	1	3.252,580	Total <32>	1	3.252,580
Total Aliran Masuk		3.252,580	Total Aliran Keluar		3.252,580

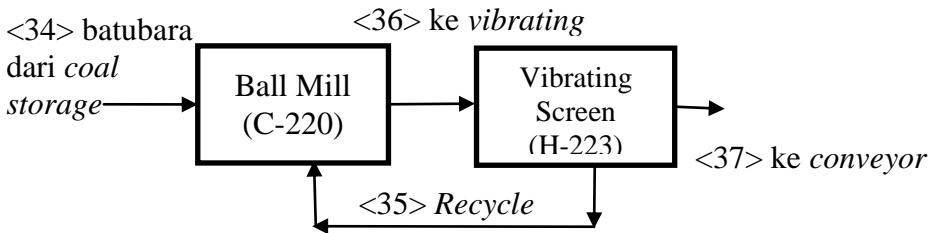
Neraca massa *Conveyor* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.12 Neraca Massa Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-214)

Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <29> dari <i>Jaw Crusher</i>			Aliran <31> <i>conveyor</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,930	27.224,094	CaCO ₃	0,930	26.135,131
Impuritas	0,050	1.463,661	Impuritas	0,050	1.405,115
H ₂ O	0,020	585,464	H ₂ O	0,020	562,046
Total <29>	1	29.273,220	Total <31>	1	28.102,291

		Aliran <30> <i>Recycle</i>		
		Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
		CaCO ₃	0,930	1.088,964
		Impuritas	0,050	58,546
		H ₂ O	0,020	23,419
		Total <30>	1	1.170,929
Total Aliran Masuk	29.273,220	Total Aliran Keluar		29.273,220

2. *Ball Mill* (C-220) dan *Vibrating Screen* (H-223)



Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem *Ball Mill* (C-220) dan *Vibrating Screen* (H-223)

- Fungsi *Ball Mill* (C-220) : Menyeragamkan ukuran padatan batubara menjadi lebih kecil
- Fungsi *Vibrating Screen* (H-223) : Mengayak batubara dengan ukuran 10 mesh dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam *ball mill*

Asumsi :

- Partikel *Oversize* direcycle = 4% (>10 mesh)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Ball Mill* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.13 Neraca Massa Ball Mil (C-220)

Neraca Massa <i>Ball Mill</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <34> batubara dari <i>Coal Storage</i>			Aliran <36> ke <i>Vibrating Screen</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Carbon	0,504	6.604,003	Carbon	0,504	6.879,170
Hidrogen	0,034	442,536	Hidrogen	0,034	460,975
Nitrogen	0,008	109,979	Nitrogen	0,008	114,562
Sulfur	0,002	28,804	Sulfur	0,002	30,004
Oksigen	0,193	2.530,836	Oksigen	0,193	2.636,288
H2O	0,128	1.681,114	H2O	0,128	1.751,161
Ash	0,130	1.695,516	Ash	0,130	1.766,163
Total <34>	1	13.092,790	Total <36>	1	13.638,323
Aliran <35> dari <i>Recycle</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Carbon	0,504	275,167			
Hidrogen	0,034	18,439			
Nitrogen	0,008	4,582			
Sulfur	0,002	1,200			
Oksigen	0,193	105,452			
H2O	0,128	70,046			
Ash	0,130	70,647			
Total <35>	1	545,533			

Total Aliran Masuk	13.638,323	Total Aliran Keluar	13.638,323
---------------------------	-------------------	----------------------------	-------------------

Neraca massa *Vibrating Screen* hasil perhitungan Appendiks

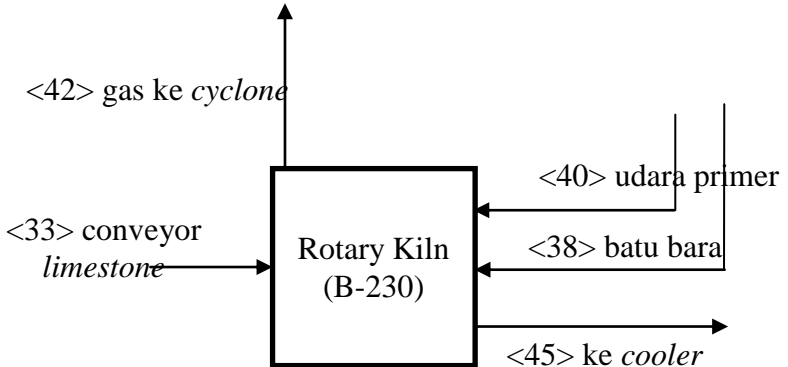
A :

Tabel IV.14 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-223)

Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <36> batubara dari <i>Ball Mill</i>			Aliran <37> ke <i>Conveyor</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Carbon	0,504	6.879,170	Carbon	0,504	6.604,003
Hidrogen	0,034	460,975	Hidrogen	0,034	442,536
Nitrogen	0,008	114,562	Nitrogen	0,008	109,979
Sulfur	0,002	30,004	Sulfur	0,002	28,804
Oksigen	0,193	2.636,288	Oksigen	0,193	2.530,836
H2O	0,128	1.751,161	H2O	0,128	1.681,114
Ash	0,130	1.766,163	Ash	0,130	1.695,516
Total <36>	1	13.638,323	Total <37>	1	13.092,790
			Aliran <35> ke <i>Ball Mill</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Carbon	0,504	275,167
			Hidrogen	0,034	18,439
			Nitrogen	0,008	4,582
			Sulfur	0,002	1,200
			Oksigen	0,193	105,452
			H2O	0,128	70,046
			Ash	0,130	70,647
			Total <35>	1	545,533

Total Aliran Masuk	13.638,323	Total Aliran Keluar	13.638,323
---------------------------	-------------------	----------------------------	-------------------

3. Rotary Kiln (B-230)



Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

Fungsi : Dekomposisi thermal dari CaCO_3 menjadi CaO dan CO_2

Asumsi :

- Dari reaksi stoikiometri : Mol $\text{CaCO}_3 = \frac{1}{2}$ Mol NaCl
- Konversi Reaksi : 99%
- Menuju *cyclone* : 2%
- Excess Udara : 7%
- Pembakaran Batubara Sempurna

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Rotary Kiln* hasil perhitungan Appendix A :

Komponen	Kmol	BM	Massa (kg)
H ₂ O	221,2682	18	3.982,8267
CO ₂	550,3336	44	24.214,6787
SO ₂	0,9001	64	57,6083
Total	772,5019		28.255,1137

Tabel IV.15 Generasi hasil reaksi

Tabel IV.16 Konsumsi reaksi

Komponen	Kmol	BM	Massa (kg)
Carbon	550,3336	12	6.604,0033
Hidrogen	221,2682	2	442,5363
Sulfur	0,9001	32	28,8041
Oksigen	661,8678	32	21.179,7700
Total	1.434,3697		28.255,1137

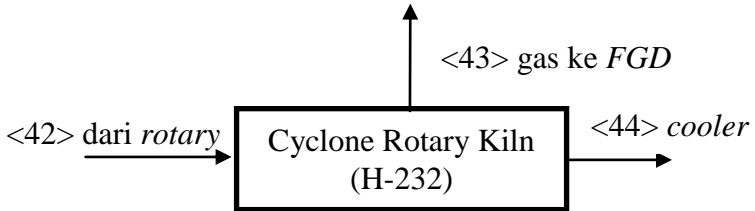
Tabel IV.17 Neraca Massa *Rotary Kiln* (B-230)

Neraca Massa <i>Rotary Kiln</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <38> batu bara			Aliran <42> cyclone		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Carbon	0,504	6.604	H ₂ O	0,0513	6.291,0384
Hidrogen	0,034	443	CO ₂	0,3009	36.916,7878
Nitrogen	0,008	110	SO ₂	0,0005	57,6083
Sulfur	0,002	29	O ₂	0,0334	4.092,9463
O ₂	0,193	2.531	N ₂	0,6111	74.968,6676
H ₂ O	0,128	1.681	CaCO ₃	0,0000	5,832
Ash	0,1295	1.696	Impuritas	0,0003	31,355

Total <38>	1	13.093	CaO	0,0026	323,326
			Total <42>	1	122.687,562
Aliran <40> Udara			Aliran <45> cooler		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
O ₂	0,233	22.741,880	CaCO ₃	0,0148	285,768
N ₂	0,767	74.858,688	Impuritas	0,0794	1.536,389
Total <40>	1	97.600,568	CaO	0,8183	15.842,994
			Ash	0,0876	1.695,516
Aliran <33> Conveyor Limestone			Total <45>	1	19.360,668
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
CaCO ₃	0,930	29.160,030			
Impuritas	0,050	1.567,744			
H ₂ O	0,020	627,097			
Total <33>	1	31.354,871			
Total Aliran Masuk		142.048,23	Total Aliran Keluar		142.048,229

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 142.048,23 \text{ kg} + 28.255,1 \text{ kg} &= 142.048,23 \text{ kg} + 28.255,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{170.303,343} \quad \mathbf{kg} &= \mathbf{170.303,343} \quad \mathbf{kg}
 \end{aligned}$$

4. *Cyclone Rotary Kiln (H-232)*



Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem *Cyclone Rotary Kiln (H-232)*

Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari *rotary kiln*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Efisiensi *Cyclone* : 99%
- Tidak terjadi reaksi

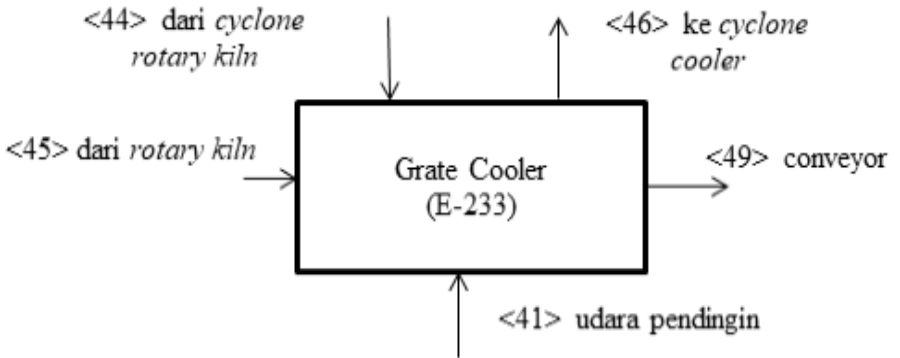
Neraca massa *Cyclone Rotary Kiln* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.18 Neraca Massa *Cyclone Rotary Kiln* (H-232)

Neraca Massa <i>Cyclone Rotary Kiln</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <42> dari <i>rotary kiln</i>			Aliran <43> gas ke <i>flue gas desulphurization</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
H ₂ O	0,0513	6.291,038	H ₂ O	0,0514	6.291,038
CO ₂	0,3009	36.916,788	CO ₂	0,3018	36.916,788
SO ₂	0,0005	57,608	SO ₂	0,0005	57,608
O ₂	0,0334	4.092,946	O ₂	0,0335	4.093
N ₂	0,6111	74.968,668	N ₂	0,6128	74.969
CaCO ₃	0,0000	5,832	CaCO ₃	0,0000	0,058
Impuritas	0,0003	31,355	Impuritas	0,0000	0,314
CaO	0,0026	323,326	CaO	0,0000	3,233
Total <42>	1	122.687,562	Total <43>	1	122.330,653
			Aliran <44> ke <i>cooler</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CaCO ₃	0,0162	5,774
			Impuritas	0,0870	31,041
			CaO	0,8969	320,09
			Total <44>	1,0000	356,908

Total Aliran Masuk	122.687,56	Total Aliran Keluar	122.687,56
---------------------------	-------------------	----------------------------	-------------------

5. *Grate Cooler* (E-233)



Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem *Grate Cooler* (E-233)

Fungsi : Mendinginkan keluaran *rotary kiln*

Asumsi :

- Menuju *Cyclone* : 2%
- Tidak terjadi reaksi

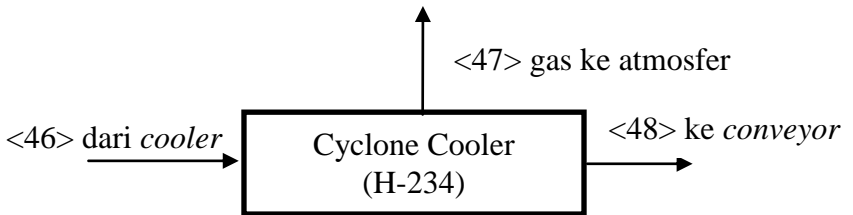
Neraca massa *Grate Cooler* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.19 Neraca Massa *Grate Cooler* (E-233)

Neraca Massa <i>Grate Cooler</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <45> dari <i>Rotary Kiln</i>			Aliran <46> ke <i>Cyclone Cooler</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,015	285,77	CaCO ₃	0,00001	5,83
Impuritas	0,079	1.536,39	Impuritas	0,00008	31,35
CaO	0,818	15.842,99	CaO	0,00078	323,26
Ash	0,088	1.695,52	Ash	0,00008	33,91
Total <45>	1	19.360,67	O ₂	0,20980	87.215,68
			N ₂	0,78925	328.097,09
Aliran <44> dari <i>Cyclone Rotary Kiln</i>			Total <46>	1,000	415.707,13
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
CaCO ₃	0,016	5,77	Aliran <49> ke <i>Conveyor</i>		
Impuritas	0,087	31,04	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaO	0,897	320,09	CaCO ₃	0,0148	285,71
Total <44>	1	356,91	Impuritas	0,0795	1.536,08
			CaO	0,8197	15.839,83
			Ash	0,0860	1.661,61
			Total <49>	1,000	19.323,22
Aliran <41> udara pendingin					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			

O ₂	0,210	87.215,68		
N ₂	0,790	328.097,09		
Total <41>	1	415.312,77		
Total Aliran Masuk		435.030,35	Total Aliran Keluar	435.030,35

6. Cyclone Cooler (H-234)



Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari *cooler*

Asumsi :

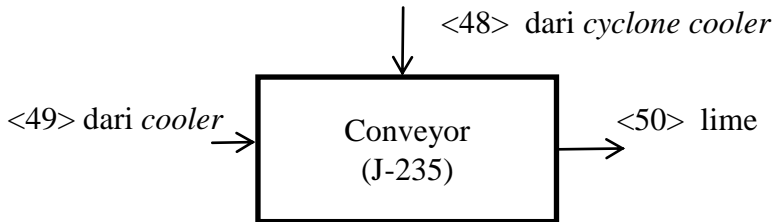
- Efisiensi *Cyclone* : 99%
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Cyclone Cooler* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.20 Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln (H-234)

Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
<i>Aliran <46> dari cooler</i>			<i>Aliran <47> gas ke atmosfer</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,0000	5,83	CaCO ₃	0,000	0,06
Impuritas	0,0001	31,35	Impuritas	0,000	0,31
CaO	0,0008	323,26	CaO	0,000	3,23
Ash	0,0001	33,91	Ash	0,000	0,34
O ₂	0,2098	87.215,68	O ₂	0,210	87.215,68
N ₂	0,7893	328.097,09	N ₂	0,790	328.097,09
Total <46>	1,000	415.707,13	Total <47>	1,000	415.316,72
			<i>Aliran <48> ke conveyor</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CaCO ₃	0,015	5,7725
			Impuritas	0,079	31,0351
			CaO	0,820	320,0291
			Ash	0,086	33,5712
			Total <48>	1,000	390,41
Total Aliran Masuk		415.707,13	Total Aliran Keluar		415.707,13

7. Conveyor (J-235)



Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)

Fungsi : Alat transportasi CaO dari rotary kiln ke *lime slaker*

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

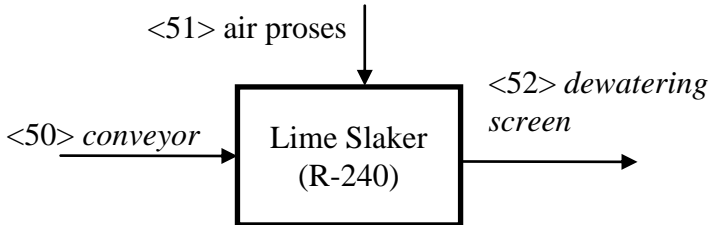
Neraca massa Conveyor hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.21 Neraca Massa Conveyor (J-235)

Neraca Massa Conveyor					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <49> dari Cooler			Aliran <50> Lime slaker		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,0148	285,711	CaCO ₃	0,0148	291,484
Impuritas	0,0795	1.536,081	Impuritas	0,0795	1.567,117
CaO	0,8197	15.839,826	CaO	0,8197	16.159,855
Ash	0,0860	1.661,606	Ash	0,0860	1.695,177
Total <49>	1	19.323,224	Total <50>	1	19.713,632

Aliran <48> dari cyclone cooler				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)		
CaCO ₃	0,0148	5,773		
Impuritas	0,0795	31,035		
CaO	0,8197	320,029		
Ash	0,0017	33,571		
Total <48>	1	390,408		
Total Aliran Masuk		19.713,632	Total Aliran Keluar	19.713,632

8. Lime Slaker (R-240)



Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem *Lime Slaker* (R-240)

Fungsi : Mencampurkan CaO dan H₂O menjadi *Lime Milk*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : 5,5 mol CaO dilarutkan ke dalam 1 L air

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Lime Slaker* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.22 Generasi pada Sistem *Lime Slaker*

Komponen	kmol	BM	Massa (kg)
Ca(OH) ₂	288,569	74	21.354,094
Total	288,569		21.354,094

Tabel IV.23 Konsumsi pada Sistem *Lime Slaker*

Komponen	kmol	BM	Massa (kg)
CaO	288,569	56	16.159,855
H ₂ O	288,569	18	5.194,239
Total	577,138		21.354,094

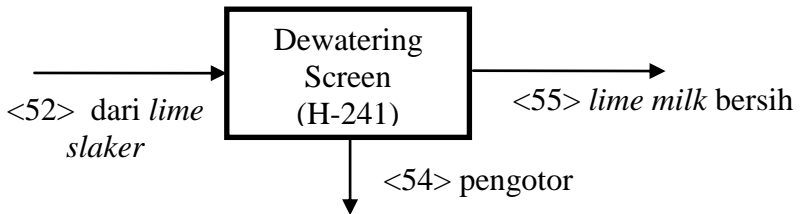
Tabel IV.24 Neraca Massa *Lime Slaker* (R-240)

Neraca Massa <i>Lime Slaker</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <50> Conveyor dari Rotary Kiln			Aliran <52> dewatering screen		
Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,0148	291,484	CaCO ₃	0,0040	291,484
Impuritas	0,0795	1.567,117	Impuritas	0,0217	1.567,117
CaO	0,8197	16.159,855	CaO	0,0000	0,000
Ash	0,0860	1.695,177	Ash	0,0235	1.695,177
Total <50>	1	19.713,632	H ₂ O	0,6549	47.273
			Ca(OH) ₂	0,2958	21.354,094
			Total <52>	1	72.180,69
Aliran <51> water proses					
Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg)			

H ₂ O	1	52.467,06		
Total <51>	1	52.467,06		
Total Aliran Masuk		72.180,69	Total Aliran Keluar	72.180,69

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 72.181 \text{ kg} + 21.354,09 \text{ kg} &= 72.181 \text{ kg} + 21.354,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{93.534,79 \text{ kg}} &= \mathbf{93.534,79 \text{ kg}}
 \end{aligned}$$

9. *Dewatering Screen* (H-241)



Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem *Dewatering Screen* (H-241)

Fungsi : Memisahkan lime milk dari impuritas dan ash

Tekanan Operasi : 1 atm

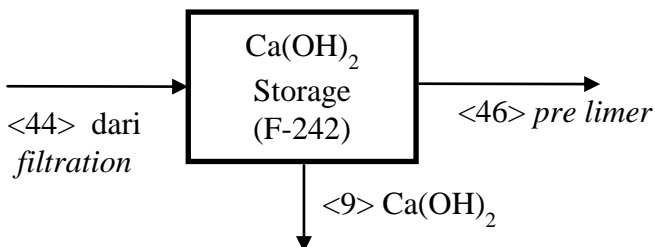
Asumsi : Lime milk terpisah sempurna dari impuritas

Neraca massa *Dewatering Screen* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.25 Neraca Massa *Dewatering Screen* (H-241)

Neraca Massa <i>Dewatering Screen</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
<i>Aliran <52> dari lime slaker</i>			<i>Aliran <55> lime milk</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CaCO ₃	0,0040	291,484	Ca(OH) ₂	0,3112	21.354,094
Impuritas	0,0217	1.567,117	H ₂ O	0,6888	47.272,822
Ash	0,0235	1.695,177	Total <55>	1	68.626,916
H ₂ O	0,6549	47.272,822			
Ca(OH) ₂	0,2958	21.354,094	<i>Aliran <54> pengotor</i>		
Total <52>	1	72.180,693	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CaCO ₃	0,0820	291,4837
			Impuritas	0,4410	1.567,117
			Ash	0,4770	1.695,18
			Total <54>	1,0000	3.553,78
Total Aliran Masuk		72.180,69	Total Aliran Keluar		72.180,69

10. Ca(OH)_2 Storage (F-242)



Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem Ca(OH)_2 Storage (F-242)

Fungsi : Penyimpanan lime milk
 Tekanan Operasi : 1 atm
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa Ca(OH)_2 Storage hasil perhitungan Appendix A :

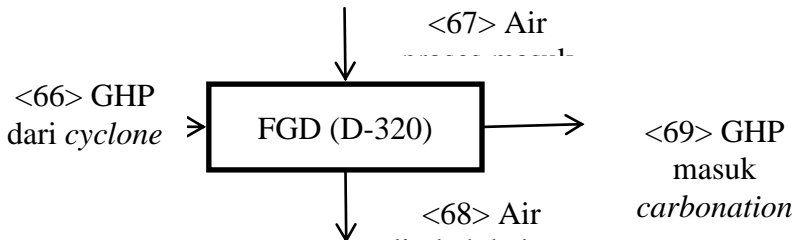
Tabel IV.26 Neraca Massa Ca(OH)_2 Storage (F-242)

Neraca Massa Ca(OH)_2 Storage					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <44> dari filtration			Aliran <46> pre-limer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ca(OH)_2	0,3112	21.354,094	Ca(OH)_2	0,3112	20.285,421
H_2O	0,6888	47.272,822	H_2O	0,6888	44.907,037
Total <44>	1	68.626,916	Total <46>	1	65.192,458
			Aliran <9> Ca(OH)_2 tank		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)

		Massa	
	Ca(OH) ₂	0,3112	1.068,673
	H ₂ O	0,6888	2.365,785
	Total <9>	1	3.434,458
Total Aliran Masuk	68.626,92	Total Aliran Keluar	68.626,92

IV.1.3 Ammonia Absorption and Carbonation Section

1. Flue Gas Desulphurization (D-320)



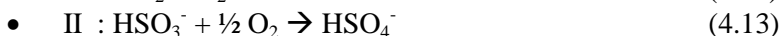
Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem *Flue Gas Desulphurization* (D-320)

Fungsi : Menghilangkan kandungan SO₂ di dalam gas hasil pembakaran di rotary kiln

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : SO₂ bereaksi sempurna menjadi SO₄²⁻

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Flue Gas Desulphurization* hasil perhitungan
 Appendiks A :

Tabel IV.27 Generasi pada Sistem FGD

Komponen	kmol	BM	Massa (kg)
H ⁺	1,800	1	1,800
HSO ₃ ⁻	0,900	81	72,910
HSO ₄ ⁻	0,900	97	87,313
SO ₄ ²⁻	0,900	96	86,412
Total	4,501		248,436

Tabel IV.28 Konsumsi pada Sistem FGD

Komponen	kmol	BM	Massa (kg)
SO ₂	0,90	64	57,608
H ₂ O	0,90	18	16,202
HSO ₃ ⁻	0,90	81	72,910
O ₂	0,45	32	14,402
HSO ₄ ⁻	0,900	97	87,313
Total	4,051		248,436

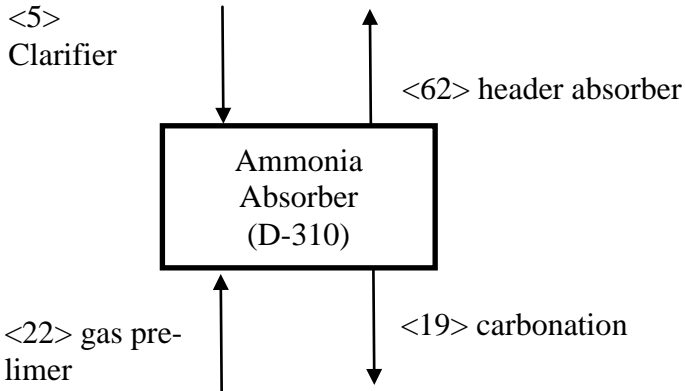
Tabel IV.29 Neraca Massa FGD (D-320)

Neraca Massa FGD					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <66> dari <i>Cyclone</i>			Aliran <69> ke <i>Carbonation</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
H ₂ O	0,0514	6.291,038	H ₂ O	0,0515	6.291,038
CO ₂	0,3018	36.916,788	CO ₂	0,3020	36.916,788
SO ₂	0,0005	57,608	O ₂	0,0334	4.078,544
O ₂	0,0335	4.092,946	N ₂	0,6132	74.968,668

N ₂	0,6128	74.968,668	CaCO ₃	0,0000	0,058
CaCO ₃	0,0000	0,058	Impuritas	0,0000	0,314
Impuritas	0,0000	0,314	CaO	0,0000	3,233
CaO	0,0000	3,233	Total <69>	1	122.258,64
Total <66>	1	122.330,653			
Aliran <67> air proses masuk			Aliran <68> air limbah keluar		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
H ₂ O	1	16,20	H ₂ O	0,0000	0,00
Total <67>	1	16,20	H ⁺	0,0204	1,80
			SO ₄ ²⁻	0,9796	86,41
			Total <68>	1	88,21
Total Aliran Masuk		122.346,86	Total Aliran Keluar		122.346,86

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 122.347 \text{ kg} + 248,44 \text{ kg} & = & 122.347 \text{ kg} + 248,44 \text{ kg} \\
 \mathbf{122.595,29 \text{ kg}} & = & \mathbf{122.595,29 \text{ kg}}
 \end{array}$$

2. Ammonia Absorption (D-310)



Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem *Ammonia Absorber* (D-310)

Fungsi : Mengabsorb NH_3 dengan *brine water*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O
- Konversi CO_2 = 90%
- Konversi NH_4HCO_3 = 90%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Ammonia Absorber* hasil perhitungan Appendix A

:

Tabel IV.30 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di kolom absorpsi

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NH ₄ OH	21,568	35	754,88
2	CO ₂	21,568	44	949,00
3	NaCl	19,411	58,44	1.134,40
4	NH ₄ HCO ₃	19,411	79	1.533,49
Total Konsumsi		62,547		4.371,77

Tabel IV.31 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di kolom absorpsi

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NaHCO ₃	19,411	84	1.630,58
2	NH ₄ Cl	19,411	53,49	1.038,31
3	NH ₄ HCO ₃	21,568	79	1.703,88
Total Generasi		60,391		4.372,77

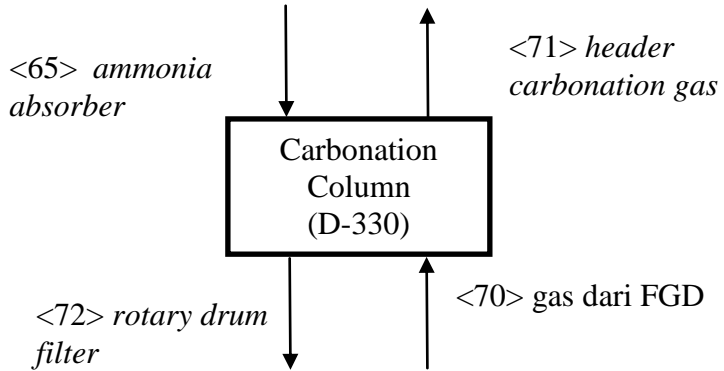
Tabel IV.32 Neraca Massa Ammonia Absorber (D-310)

Neraca Massa Ammonia Absorber					
Masuk (kg)			Keluar (Kg)		
<63> brine from clarifier			<65> carbonation column		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,235	33.016,679	NaCl	0,198	31.882,3
H ₂ O	0,762	107.183,902	H ₂ O	0,534	86.159
Mg(OH) ₂	0,001	83,761	Mg(OH) ₂	0,001	83,761
CaCl ₂	0,001	128,191	CaCl ₂	0,001	128,191
Na ₂ SO ₄	0,001	86,720	Na ₂ SO ₄	0,001	86,720

CaCO3	0,000	61,071	CaCO3	0,000	61,071
Impuritas	0,000	0,000	Impuritas	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	CaO	0,000	24,865
CaO	0,000	24,865	NaHCO3	0,010	1.630,577
P.A.M	0,000	0,14	NH4Cl	0,006	1.038,309
Total <63>	1	140.585,33	NH4HCO3	0,001	170,388
			NH4OH	0,25	40.126,72
			P.A.M	0,00	0,14
			Total <65>	1	161.392
<i><62> gas masuk absorber</i>			<i><64> gas header absorber</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NH3	0,131	19.856,779	CO2	0,0008	105,444
CO2	0,007	1.054,440	H2O _(g)	0,9992	130.888,864
H2O _(g)	0,862	130.888,864	Total <64>	1	130.994,308
Total <62>	1	151.800,083			
Total Aliran Masuk		292.385,41	Total Aliran Keluar		292.386,27

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 292.385,41 \text{ kg} + 4.372,77 \text{ kg} &= 292.386,27 \text{ kg} + 4.371,77 \text{ kg} \\
 \mathbf{296.758 \text{ kg}} &= \mathbf{296.758 \text{ kg}}
 \end{aligned}$$

3. Carbonation Column (D-330)



Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem Carbonation Column (D-330)

Fungsi : Menkontakkan CO_2 dan NH_4OH serta NaCl untuk membentuk NaHCO_3 dan NH_4Cl

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O
- Konversi CO_2 = 90%
- Konversi NaCl = 90%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Carbonation Column* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.33 Massa yang terkonversi pada ketiga reaksi di *carbonation column*

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NaCl	491,000	58,5	28.723,515
2	NH4OH	755,116	35	26.429,064
3	CO2	755,116	44	33.230,395
4	NH4HCO3	491,000	79	38.789,021
Total Konsumsi		2.492,233		127.171,995

Tabel IV.34 Produk yang dihasilkan dari ketiga reaksi di *carbonation column*

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NaHCO3	491,000	84	41.244,758
2	NH4Cl	491,000	53,5	26.268,514
3	NH4HCO3	755,116	79	59.654,173
Total Generasi		1.737,1166		127.167,445

Tabel IV.35 Neraca Massa Carbonation Column (D-330)

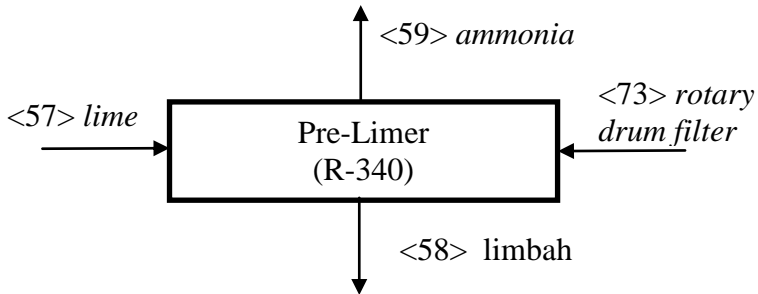
Neraca Massa Carbonation Column					
Masuk (kg)			Keluar (Kg)		
<i>Aliran <65> ammonia absorber</i>			<i>Aliran <72> rotary drum filter</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,198	31.882,284	NaCl	0,017	3.191,50
H ₂ O	0,534	86.159,077	H ₂ O	0,446	86.159
Mg(OH) ₂	0,001	83,761	Mg(OH) ₂	0,000	83,761
CaCl ₂	0,001	128,191	CaCl ₂	0,001	128,191
Na ₂ SO ₄	0,001	86,720	Na ₂ SO ₄	0,000	86,720
CaCO ₃	0,000	61,071	CaCO ₃	0,000	61,384
Impuritas	0,000	0,000	Impuritas	0,000	3,233
CaO	0,000	24,865	CaO	0,000	28,099
NH ₄ OH	0,010	1.630,577	NH ₄ OH	0,071	13.697,66
NaHCO ₃	0,006	1.038,309	NaHCO ₃	0,219	42.283,1
NH ₄ Cl	0,001	170,388	NH ₄ Cl	0,137	26.438,9
NH ₄ HCO ₃	0,249	40.126,720	NH ₄ HCO ₃	0,109	21.035,54
P.A.M	0,000	0,139	P.A.M	0,000	0,139
Total <65>	1	161.392,102	Total <72>	1	193.197,27

Lanjutan Tabel IV.35 Neraca Massa *Carbonation Column* (D-330)

Aliran <70> gas dari FGD			Aliran <71> header carbonation gas		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
H ₂ O	0,051	6.291,038	CO ₂	0,041	3.691,68
CO ₂	0,302	36.916,788	O ₂	0,046	4.078,54
O ₂	0,033	4.078,544	N ₂	0,842	74.968,7
N ₂	0,613	74.968,668	H ₂ O	0,071	6.291,0
CaCO ₃	0,000	0,058	Total <71>	1	89.029,9
Impuritas	0,000	0,314			
CaO	0,000	3,233			
Total <70>	1	122.258,643			
Total Aliran Masuk		283.650,75	Total Aliran Keluar		283.646,20

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 283.650,75 \text{ kg} & + & 127.167,4 \text{ kg} & = & 283.646,20 \text{ kg} & + & 127.172 \text{ kg} \\
 \mathbf{410.818,190} & & \mathbf{kg} & = & \mathbf{410.818,190} & & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

4. Pre Limer (R-340)



Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem *Pre-limer* (R-340)

Fungsi : Mereaksikan *lime milk* dari *lime section* dengan *mother liquor*

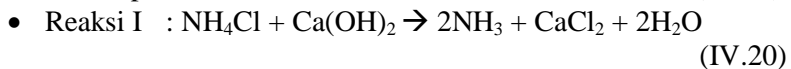
dari *filtration section* untuk membentuk NH_3 recovery

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Konversi NH_4HCO_3 = 90%
- Konversi NH_4Cl = 90%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Pre-limer* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.36 Massa yang Terkonversi pada Reaksi Dekomposisi

Reaksi Dekomposisi				
No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NH ₄ HCO ₃	23,965	79	1.893,199
Total Konsumsi				1.893,199

Tabel IV.37 Produk yang Dihasilkan Dari Reaksi Dekomposisi

Reaksi Dekomposisi				
No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NH ₃	23,965	17	407,397
2	CO ₂	23,965	44	1054,440
3	H ₂ O	23,965	18	431,362
Total Generasi		71,894		1.893,199

Tabel IV.38 Massa yang Terkonversi pada Reaksi I

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NH ₄ Cl	444,85	53,491	23.795,46
2	Ca(OH) ₂	222,42	74	16.459,44
Total Konsumsi		667,27		40.254,90

Tabel IV.39 Produk yang Dihasilkan dari Reaksi I

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NH ₃	444,85	17	7.562,45
2	H ₂ O	444,85	18	8.007,30
3	CaCl ₂	222,42	111	24.689,16
Total Generasi		1.112,12		40.258,90

Tabel IV.40 Neraca Massa *Pre-Limer* (R-410)

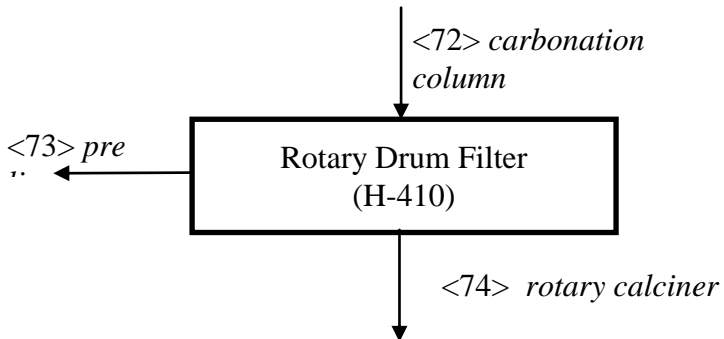
Neraca Massa Pre-limer					
Masuk (kg)			Keluar (kg)		
Aliran <73> rotary drum filter			Aliran <59> ammonia absorber		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,025	3.191,502	NH ₃	0,06	7.969,842
H ₂ O	0,608	77.543,170	CO ₂	0,01	1.054,440
Mg(OH) ₂	0,001	83,761	H ₂ O _(g)	0,94	130.888,864
CaCl ₂	0,001	128,191	Total <59>	1	139.913,146
Na ₂ SO ₄	0,001	86,720			
CaCO ₃	0,000	61,384			
Impuritas	0,00	0,00			
CaO	0,000	28,099			
NH ₄ OH	0,107	13.697,656			
NaHCO ₃	0,033	4.228,307			
NH ₄ Cl	0,207	26.438,902			
NH ₄ HCO ₃	0,016	2.103,554			
P.A.M	0,000	0,139			
Total <73>	1	127.591,38			
Aliran <57> lime milk			Aliran <58> limbah		

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ca(OH) ₂	0,3112	20.285,421	NaCl	0,060	3.191,50
H ₂ O	0,6888	44.907,037	Ca(OH) ₂	0,072	3.825,98
Total <57>	1	65.192,458	NaHCO ₃	0,080	4.228,31
			NH ₄ Cl	0,050	2.643,94
			NH ₄ HCO ₃	0,004	210,36
			NH ₄ OH	0,259	13.697,66
			CaCO ₃	0,001	61,38
			Impuritas	0,000	-
			CaO	0,001	28,10
			Mg(OH) ₂	0,002	83,76
			CaCl ₂	0,469	24.817,35
			Na ₂ SO ₄	0,002	86,72
			P.A.M	0,000	0,139
			Total <58>	1	52.875,19
Total Aliran Masuk		192.783,8	Total Aliran Keluar		192.787,8

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Massa Masuk + Generasi} & = & \text{Massa Keluar + Konsumsi} \\
 192.783,84 \text{ kg} + 42.152,10 \text{ kg} & = & 192.787,85 \text{ kg} + 42.148,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{234.935,941} & \mathbf{kg} & = \mathbf{234.935,941} \text{ kg}
 \end{array}$$

IV.1.4 Calcination Section

1. Rotary Drum Filter (H-410)



Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem *Rotary Drum Filter* (H-410)

Fungsi : Memisahkan NH_4Cl dengan NaHCO_3

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Tidak terjadi reaksi
- Tidak ada NH_4Cl masuk ke kalsinasi
- Effisiensi alat = 90%

Neraca massa *Rotary Drum Filter* hasil perhitungan Appendix A

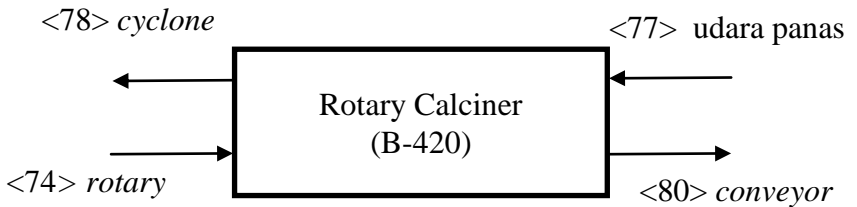
:

Tabel IV.41 Neraca Massa Rotary Drum Filter (H-410)

Neraca Massa Rotary Drum Filter					
Masuk (kg)			Keluar (kg)		
Aliran <72> <i>carbonation column</i>			Aliran <74> <i>rotary calciner</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,017	3.191,50	NaCl	0,0000	-
H2O	0,446	86.159,08	H2O	0,1313	8.615,91
Mg(OH)2	0,000	83,76	Mg(OH)2	0,0000	-
CaCl2	0,001	128,19	CaCl2	0,0000	-
Na2SO4	0,000	86,72	Na2SO4	0,0000	-
CaCO3	0,000	61,38	CaCO3	0,0000	-
Impurities	0,000	3,23	Impurities	0,0000	3,23
CaO	0,000	28,10	CaO	0,0000	-
NH4OH	0,071	13.697,66	NH4OH	0,0000	-
NaHCO3	0,219	42.283,07	NaHCO3	0,5801	38.054,76
NH4Cl	0,137	26.438,90	NH4Cl	0,0000	-
NH4HCO3	0,109	21.035,54	NH4HCO3	0,2886	18.931,99
P.A.M	0,000	0,139	Total <74>	1	65.605,89
Total <72>	1	193.197,27			
			Keluar (kg)		
			Aliran <73> <i>pre-limer</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			NaCl	0,025	3.191,50
			H2O	0,608	77.543,17
			Mg(OH)2	0,001	83,76

		CaCl ₂	0,001	128,19
		Na ₂ SO ₄	0,001	86,72
		CaCO ₃	0,000	61,38
		Impurities	0,000	-
		CaO	0,000	28,10
		NH ₄ OH	0,107	13.697,66
		NaHCO ₃	0,033	4.228,31
		NH ₄ Cl	0,207	26.438,90
		NH ₄ HCO ₃	0,016	2.103,55
		P.A.M	0,000	0,14
		Total <73>	1	127.591,38
Total Aliran Masuk	193.197,27	Total Aliran Keluar		193.197,27

2. Rotary Calciner (B-420)



Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem *Rotary Calciner* (B-420)

Fungsi : Untuk mendekomposisi NaHCO_3 yang masuk dari filtrasi dengan udara panas dari steam

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Terdekomposisi sempurna
- Menuju cyclone = 2%
- Kadar Na_2CO_3 dalam produk = 99,96%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Rotary Calciner* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.42 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di *rotary calciner*

No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	NaHCO_3	453,033	84	38.054,761
2	NH_4HCO_3	239,645	79	18.931,986
Total Konsumsi		692,678		56.986,747

Tabel IV.43 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di *rotary calciner*

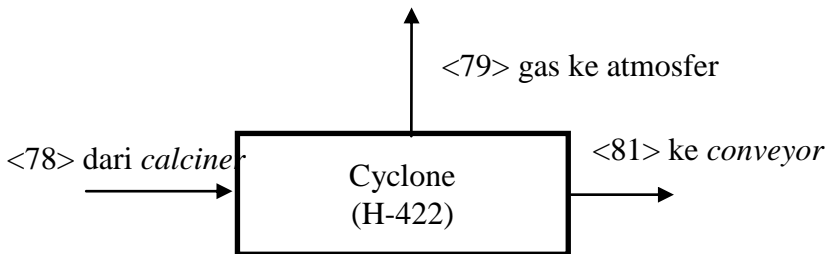
No	Komponen	Mol (kmol)	BM	Massa (kg)
1	Na_2CO_3	226,516	106	24.010,742
2	NH_3	239,645	17	4.073,972
3	CO_2	466,162	44	20.511,121
4	H_2O	466,162	18	8.390,913
Total Generasi		1398,4855		56.986,747

Tabel IV.44 Neraca Massa Rotary Calciner (B-420)

Neraca Massa Rotary Calciner					
Masuk (kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <74> rotary drum filter			Aliran <80> conveyor		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaHCO ₃	0,6622	38.054,76	NaHCO ₃	0	-
NH ₄ HCO ₃	0,3294	18.931,99	NH ₄ HCO ₃	0	-
H ₂ O (l)	0,0083	478,66	Na ₂ CO ₃	0,9996	23.530,53
Impuritas	0,0001	3,23	H ₂ O (l)	0,0003	6,25
Total <74>	1,00	57.468,64	Impuritas	0,0001	3,17
			Total <80>	1	23.539,94
Aliran <77> udara panas			Aliran <78> cyclone		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
O ₂	0,210	140.788,38	CO ₂ (g)	0,029	20.511,12
N ₂	0,790	529.632,48	NH ₃ (g)	0,006	4.073,97
Total <77>	1,00	670.420,86	H ₂ O (g)	0,013	8.863,33
			O ₂	0,200	140.788,38
			N ₂	0,752	529.632,48
			Na ₂ CO ₃	0,001	480,21
			Impuritas	0,000	0,06
			Total <78>	1,000	704.349,56
Total Aliran Masuk		727.889,50	Total Aliran Keluar		727.889,50

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 727.889,50 \text{ kg} + 56.986,7 \text{ kg} &= 727.889,50 \text{ kg} + 56.986,7 \text{ kg} \\
 \mathbf{784.876,248 \text{ kg}} &= \mathbf{784.876,248 \text{ kg}}
 \end{aligned}$$

3. Cyclone (H-422)



Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem *Cyclone* (H-422)

Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari calciner

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

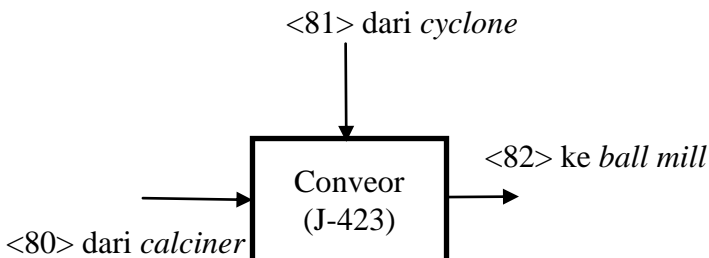
- Tidak ada reaksi
- Effisiensi *Cyclone* = 99%

Neraca massa *Cyclone* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.45 Neraca Massa *Cyclone* (H-422)

Neraca Massa <i>Cyclone</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <78> dari <i>calciner</i>			Aliran <79> gas ke atmosfer		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂ (g)	0,0291	20.511,12	CO ₂ (g)	0,029	20.511,12
NH ₃ (g)	0,0058	4.073,97	NH ₃ (g)	0,006	4.073,97
H ₂ O (g)	0,0126	8.863,33	H ₂ O (g)	0,013	8.863,33
O ₂	0,1999	140.788,38	O ₂	0,200	140.788,38
N ₂	0,7519	529.632,48	N ₂	0,752	529.632,48
Na ₂ CO ₃	0,0007	480,21	Na ₂ CO ₃	0,000	4,80
Impuritas	0,0000	0,06	Impuritas	0,000	0,00
Total <78>	1,000	704.349,56	Total <79>	1,000	703.874,08
			Aliran <81> ke <i>conveyor</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Na ₂ CO ₃	1,000	475,4127
			Impuritas	0,000	0,0640
			Total <81>	1,000	475,48
Total Aliran Masuk		704.349,56	Total Aliran Keluar		704.349,56

4. Conveyor (J-423)



Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-423)

Fungsi : Alat transportasi Na_2CO_3 dari *calciner* ke *ball mill*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : Tidak ada reaksi

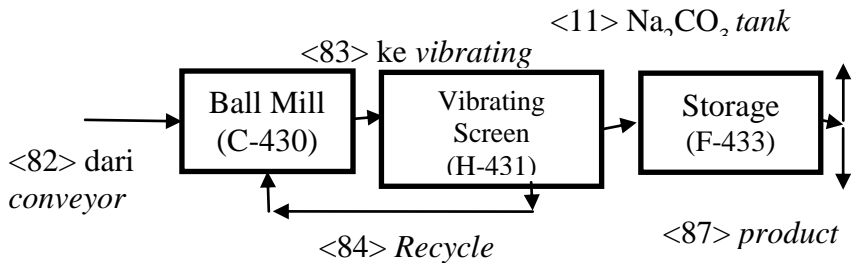
Neraca massa Conveyor hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.46 Neraca Massa Conveyor (J-423)

Neraca Massa Conveyor					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <80> dari calciner			Aliran <82> ke ball mill		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Na_2CO_3	0,9996	23.530,5273	Na_2CO_3	1,000	24.005,94
H_2O (l)	0,0003	6,2474	H_2O (l)	0,000	6,31
Impuritas	0,0001	3,1686	Impuritas	0,000	3,17
Total <81>	1	23.539,9433	Total <82>	1,00	24.015,42

Aliran <80> dari <i>calciner</i>				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)		
Na ₂ CO ₃	1,000	475,4127		
Impuritas	0,000	0,0640		
Total <81>	1	475,4767		
Total Aliran Masuk		24.015,42	Total Aliran Keluar	24.015,42

5. *Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432)*



Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem *Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432)*

- Fungsi *Ball Mill (C-430)* : Mereduksi ukuran partikel produk Na₂CO₃ dengan penggilingan sehingga sesuai dengan spesifikasi pasar
- Fungsi *Vibrating Screen (H-431)* : Mengayak Na₂CO₃ dengan ukuran 200 mesh dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam *ball mill*

Fungsi Storage (F-433) : Tempat penyimpanan produk Na_2CO_3

Asumsi :

- Partikel *Oversize* direcycle = 4% (>200 mesh)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Ball Mill* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.47 Neraca Massa *Ball Mill* (C-430)

Neraca Massa <i>Ball Mill</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <82> conveyor			Aliran <83> Na_2CO_3 ke <i>vibrating screen</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Na_2CO_3	0,9996	24.005,94	Na_2CO_3	0,9996	25.006,19
H_2O	0,0003	6,31	H_2O	0,0003	6,57
Impuritas	0,0001	3,17	Impuritas	0,0001	3,30
Total <82>	1	24.015,42	Total <88>	1,0000	25.016,06
Aliran <84> <i>recycle</i>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
Na_2CO_3	0,9996	1.000,25			
H_2O	0,0003	0,26			
Impuritas	0,0001	0,13			
Total <84>	1	1.000,65			
Total Aliran Masuk		25.016,06	Total Aliran Keluar		25.016,06

Neraca massa *Vibrating Screen* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.48 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-431)

Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
<i>Aliran <83> ball mill</i>			<i>Aliran <85> storage</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Na ₂ CO ₃	0,9996	25.006,19	Na ₂ CO ₃	0,9996	24.005,94
H ₂ O	0,0003	6,57	H ₂ O	0,0003	6,31
Impuritas	0,0001	3,30	Impuritas	0,0001	3,17
Total <83>	1,0000	25.016,06	Total <85>	1,0000	24.015,42
			<i>Aliran <84> recycle</i>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Na ₂ CO ₃	0,9996	1.000,25
			H ₂ O	0,0003	0,26
			Impuritas	0,0001	0,13
			Total <84>	1,00	1.000,64
Total Aliran Masuk		25.016,06	Total Aliran Keluar		25.016,06

Neraca massa *Storage* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.49 Neraca Massa *Storage* (F-433)

Neraca Massa <i>Storage</i>					
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)		
Aliran <85> dari <i>vibrating screen</i>			Aliran <11> ke Na ₂ CO ₃ <i>tank</i>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Na ₂ CO ₃	0,9996	24.005,94	Na ₂ CO ₃	0,9996	647,35
H ₂ O	0,0003	6,31	H ₂ O	0,0003	0,17
Impuritas	0,0001	3,17	Impuritas	0,0001	0,09
Total <85>	1,0000	24.015,42	Total <11>	1,0000	647,60
			Aliran <87> produk Na ₂ CO ₃		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Na ₂ CO ₃	0,9996	23.358,59
			H ₂ O	0,0003	6,14
			Impuritas	0,0001	3,08
			Total <87>	1,00	23.367,82
Total Aliran Masuk		24.015,42	Total Aliran Keluar		24.015,42

Table IV.50 Rangkuman Over All Neraca Massa

Nama	Jumlah (Kg/jam)
Bahan Baku	
NaCl	42.857
Batu Kapur	31.355
Produk	
Na ₂ CO ₃	23.359

IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Energi dengan asumsi aliran *steady state*. Persamaan umum neraca energi dengan sistem *steady state* adalah sebagai berikut.

Persamaan Umum

Neraca Panas

(Akumulasi energi di dalam sistem) = (energi yang masuk)

- (energi yang keluar)

IV.23

(Himmelblau, ed.6, 1996 : 400)

$$\Delta(H + EP + EK) = \Delta E = Q + W$$

IV.24

$$\Delta E = (U_1 + EK_1 + EP_1) - (U_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W + P_1 V_1 - P_2 V_2$$

IV.25

$$\Delta E = ((U_1 + P_1 V_1) + EK_1 + EP_1) - ((U_2 + P_2 V_2) + EK_2 + EP_2) + Q + W$$

IV.26

$$\Delta E = (H_1 + EK_1 + EP_1) - (H_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W$$

IV.27

$$\Delta E = E_{t2} - E_{t1} = Q + W - \Delta(H + EK + EP)$$

IV.28

Neraca Energi untuk proses kimia (*non flow system*) dan keadaan *steady state* :

Sistem non alir dianggap terjadi di dalam alat alat proses, seperti alat penukar panas (HE), reaktor, mixer, dan alat-alat transfer massa lainnya.

Pada sistem ini, biasanya EP dan EK \lll Q dan W, sehingga EP dan EK dapat diabaikan sehingga neraca energinya menjadi :

$$\Delta U + \Delta PV = Q + W$$

IV.29

$$\Delta H = \Delta U + \Delta PV = Q + W$$

IV.30

$$\Delta H = Q + W$$

IV.31

$$H_{out} - H_{in} = Q + W \quad \text{IV.32}$$

Untuk beberapa proses, biasanya nilai W sangat kecil, sehingga:

$$H_{out} - H_{in} = Q = \Delta H \quad \text{IV.33}$$

Dengan : H_{in} = entalpi arus masuk

H_{out} = entalpi arus keluar

- Aliran Energi Input Sistem

$$\Delta H_{input} = \text{mol masuk (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

- Aliran Energi Output Sistem

$$\Delta H_{output} = \text{mol keluar (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Panas Sensibel

Besar entalpi dapat dihitung dengan persamaan (*Perry, 1997*):

$$Q = H = m \cdot C_p \cdot \Delta T = m \cdot C_p \cdot (T - T_{ref}) \quad \text{IV.34}$$

Panas Laten

Besar panas dapat dihitung dengan persamaan (*Perry, 1997*):

$$Q = m \cdot \lambda \quad \text{IV.35}$$

$$Q = m \cdot (H_v - h_l) \quad \text{IV.36}$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{produk} + \Delta H_{rxn}^{298,15 \text{ K}} \quad \text{IV.37}$$

Dimana :

$$\Delta H_{rxn}^{298,15 \text{ K}} = \Delta H_f^{298,15 \text{ K}} \text{ produk} - \Delta H_f^{298,15 \text{ K}} \text{ reaktan} \\ \text{(Himmelblau, ed.6, 1996 : 400)}$$

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas :

$$\frac{(C_p)_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \right) \quad \text{IV.38}$$

Dimana :

$$\tau_1 = \frac{T}{T_0}$$

Sumber : *Smith Van Ness, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*

Jika C_p campuran, maka persamaan yang digunakan :

$$C_{p_{\text{camp}}} = \sum (\text{fraksi mol}_i \times C_{p_i}) \quad \text{IV.39}$$

Neraca Energi Pabrik Soda Abu ini dihitung dengan data-data sebagai berikut :

- Basis : 1 jam operasi
- Satuan Operasi : kJ/jam
- Dengan Waktu Operasi :
 - 1 tahun : 330 hari
 - 1 hari : 24 jam/hari
- Kondisi Referensi :
 - Temperatur (T_0) : 25 °C / 298,15 K
 - Tekanan : 1 atm
- Tetapan Gas (R) : 8,314 kJ/kmol K

Tabel IV.51 Data Kapasitas Panas dari Elemen dan Senyawa Anorganik dengan Fungsi Temperatur

Senyawa	Heat capacity	Satuan	BM
NaCl (l)	15,9	cal/K.mol	58,44
CaSO ₄ (c)	$18,52 + 0,02197 T - 156800/T^2$	cal/K.mol	136,14
MgCl ₂ (c)	$17,3 + 0,00377 T$	cal/K.mol	95,211
MgSO ₄ (c)	26,7	cal/K.mol	120,366
Ca(OH) ₂ (c)	21,4	cal/K.mol	74,093
CaCO ₃ (c)	$19,68 + 0,01189 T - 307600/T^2$	cal/K.mol	100,087
CO ₂ (g)	$10,34 + 0,00274 T - 195500/T^2$	cal/K.mol	44,008
CaO (c)	$10 + 0,00484 T - 108000/T^2$	cal/K.mol	56,077
Mg(OH) ₂	18,2	cal/K.mol	58,32
CaCl ₂ (c)	$16,9 + 0,00386 T$	cal/K.mol	110,98
Na ₂ CO ₃ (c)	28,9	cal/K.mol	105,989
Na ₂ SO ₄	32,8	cal/K.mol	84,007
NH ₄ OH	19,1	cal/K.mol	35,04
NH ₄ Cl	$9,8 + 0,0368 T$	cal/K.mol	53,491
NH ₄ HCO ₃	53,9	cal/K.mol	79,056
Impuritis	0,3	cal/g.K	
NH ₃	$6,70 + 0,00630 T$	cal/K.mol	17,031
O ₂	$8,27 + 0,000258 T - 187700/T^2$	cal/K.mol	31,998
N ₂	$6,5 + 0,001 T$	cal/K.mol	28,013
SO ₂	$7,7 + 0,0053 T - 0,00000083/T^2$	cal/K.mol	64,066
Carbon	$2,673 + 0,002617 T - 116900/T^2$	cal/K.mol	12,011
Hidrogen	6,8	cal/K.mol	1,008
Sulfur	$3,63 + 0,0064 T$	cal/K.mol	32,065
P.A.M	96	J/K.mol	71
Ash	1,14	kJ/K.kg	

HSO ³⁻	-53	cal/K.mol	
HSO ⁴⁻	-84	cal/K.mol	
SO ₄ ²⁻	-293	cal/K.mol	
H ⁺	0	cal/K.mol	

Sumber : Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition

*dimana T adalah temperatur operasi dalam Kelvin

Tabel IV.52 Data nilai A, B, C, dan D untuk Menghitung

Senyawa	A	B	C	D
NaHCO ₃	5,128	0,018148		
H ₂ O _(l)	8,712	0,00125	-0,00000018	0
H ₂ O _(g)	3,47	0,00145	0	12100
Udara	3,355	0,000575	0	-1600
NH ₄ Cl	5,939	0,016105		

Asumsi yang digunakan :

- Perubahan energi potensial diabaikan, karena tidak ada perbedaan tinggi
- Perubahan energi kinetik diabaikan, karena tidak ada perubahan kecepatan
- Sistem steady state (akumulasi = 0)

Digunakan steam jenuh :

Data steam table:

Steam pada temperatur = 200 °C dan tekanan = 15,56 bar
=1.554,9 kPa

H steam = 2790,9 kJ/kg

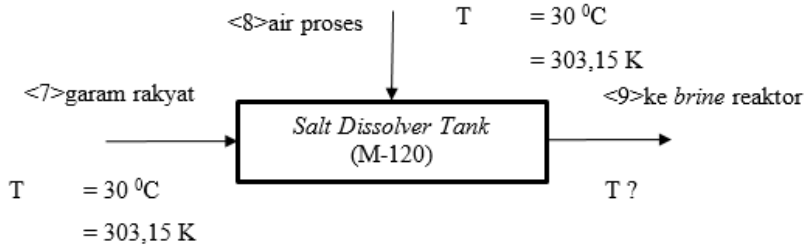
h kondensat = 852,4 kJ/kg

l = 1938,5 kJ/kg

Sumber : Gean Koplis

IV.2.1 BRINE PURIFICATION SECTION

1. Salt Dissolver Tank (M-120)



Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem *Salt Dissolver Tank* (M-120)

INPUT

Aliran <7> Garam Rakyat

Tabel IV.53 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai

Komponen	Fraksi Massa	Massa (Kg)
NaCl	0,856	36.685,20
CaSO ₄	0,010	437,14
MgCl ₂	0,026	1.097,13
MgSO ₄	0,008	347,14
Impurities	0,006	248,57
H ₂ O	0,094	4.041,37
TOTAL	1	42.856,54

Tabel IV.54 Total Entalpi Aliran <7> Garam Rakyat

Komponen	BM	Kmol	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	58,5	627,097	627.097	15,9	5	208.590,16
CaSO ₄	136	3,214	3.214	23,452781	5	1.577,01
MgCl ₂	95	11,549	11.549	18,442876	5	4.455,78
MgSO ₄	120	2,893	2.893	26,7	5	1.615,82
Impurities	-	-	-	0,3	5	1.560,01
H ₂ O	18	224,521	224.521	75,420799	5	84.667,64
Total <7>		869,27384	869.274			302.466,42

Aliran <8> Air Proses**Tabel IV.55** Total Entalpi Aliran <8> Air Proses

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1	101.061,2	18	5.614.509	75,42	5	2.117.254
Total <8>	1	101.061,2					2.117.254

OUTPUT**Aliran <9> ke Brine Reaktor****Tabel IV.56** Total Entalpi Aliran <9> ke Brine Reaktor

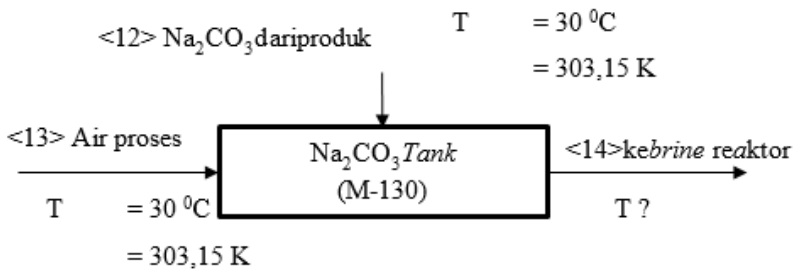
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,255	36.685,20	58,5	627.097,4	15,9	5	208.590,16
CaSO ₄	0,003	437,14	136	3.214,24	23,45	5	1.577,01
MgCl ₂	0,008	1.097,13	95	11.548,71	18,44	5	4.455,78
MgSO ₄	0,002	347,14	120	2.892,82	26,7	5	1.615,82
Impuritas	0,002	248,57	-	-	0,3	5	1.560,01
H ₂ O	0,730	105.102,5	18	5.839.029	75,42	5	2.201.921
Total <9>	1	143.917,7		6.483.782			2.419.720

Tabel IV.57 Neraca Energi Sistem *Salt Dissolver Tank* (M-120)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <7>	302.466,421	ΔH Aliran <9>	2.419.720,020
ΔH Aliran <8>	2.117.253,599		
Total Energi Masuk	2.419.720,020	Total Energi Keluar	2.419.720,020

Jadi temperatur keluar dari *salt dissolver tank* menuju ke *brine* reaktor = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$

2. Na_2CO_3 Tank (M-130)



Gambar IV.27 Blok Diagram Na_2CO_3 Tank (M-130)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <12> Na₂CO₃ dari Produk

Tabel IV.58 Total Entalpi Aliran <12> Na₂CO₃ dari Produk

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Na ₂ CO ₃	0,99961	647,35	106	6.107,1	28,9	5	3.692,253
H ₂ O	0,00026	0,17	18	9,5	75,4	5	3,566
Impuritas	0,00013	0,09		-	-	5	1,788
Total <12>	1	647,60		6116,5			3.697,607

Aliran <13> Air Proses

Tabel IV.59 Total Entalpi Aliran <13> Air Proses

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1	8.091,7	18	449.537	75,4	5	169.522,5
Total <13>	1	8.092					169.522,5

OUTPUT

Aliran <14> ke *Brine Reactor*

Tabel IV.60 Total Entalpi Aliran <14> ke *Brine Reactor*

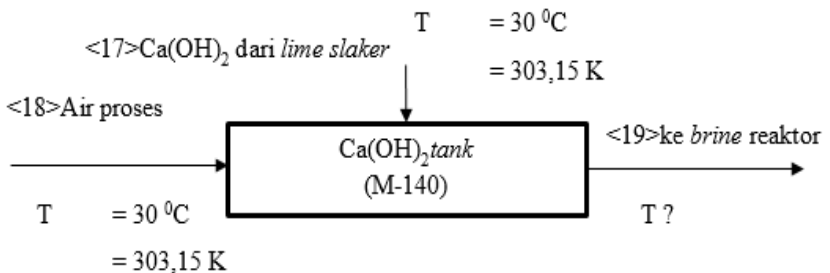
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Na ₂ CO ₃	0,0740739	647,35	106	6.107,1	28,9	5	3.692,25
H ₂ O	0,9259246	8.091,85	18	449.547,3	75,4	5	169.526
Impuritas	1,425E-06	0,0854	-	-	-	5	1,788
Total <14>	1	8.739,28					173.220

Tabel IV.61 Neraca Energi Sistem Na_2CO_3 Tank (M-130)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <13>	169.522,500	ΔH Aliran <14>	173.220,106
ΔH Aliran <12 >	3.697,607		
Total Energi Masuk	173.220,106	Total Energi Keluar	173.220,106

Jadi temperatur keluar dari Na_2CO_3 tank menuju ke *brine* reaktor
 $= 30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

3. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)



Gambar IV.28 Blok Diagram $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <17> $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari *lime slaker*

Tabel IV.62 Total Entalpi Aliran <17> Ca(OH)₂ dari *Lime Slaker*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Ca(OH) ₂	0,31	1.068,67	74	14.441,5	21,4	5	6.438,514
H ₂ O	0,69	2.365,78	18	131.432,5	75,4	5	49.563,7
Total <17>	1,00	3.434,46		145.874,0			56.002,2

Aliran <18> Air Proses

Tabel IV.63 Total Entalpi Aliran <18> Air Proses

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1	3.410,83	18	189.490,3	75,4	5	71.457,6
Total <18>	1	3.410,83					71.457,6

OUTPUT

Aliran <19> ke *Brine* Reaktor

Tabel IV.64 Total Entalpi Aliran <19> ke *Brine* Reaktor

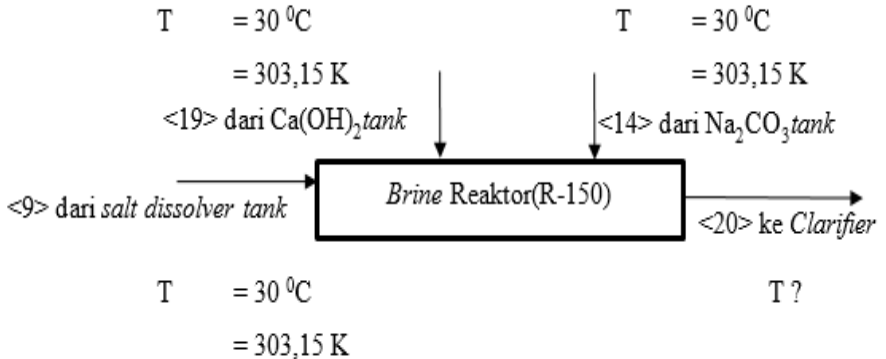
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Ca(OH) ₂	0,156	1.068,67	74	14.441,5	21,4	5	6.438,514
H ₂ O	0,844	5.776,61	18	320.922,8	75,4	5	121.021,3
Total <19>	1	6.845,28					127.459,8

Tabel IV.65 Neraca Energi Sistem Ca(OH)₂ *Tank* (M-140)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <17>	56.002,226	ΔH Aliran <19>	127.459,787
ΔH Aliran <18>	71.457,561		
Total	127.459,787	Total	127.459,787

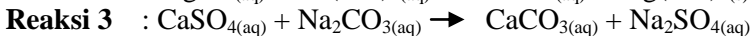
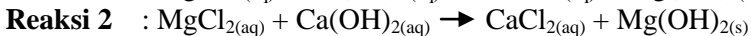
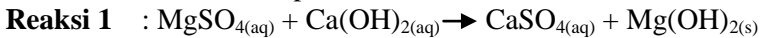
Jadi temperatur keluar dari Ca(OH)₂ tank menuju ke *brine* reaktor = 30 °C = 303,15 K

4. Brine Reactor (R-150)



Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor* (R-150)

Asumsi : Reaksi Sempurna



INPUT

Aliran <9> dari *Salt Dissolver Tank*

Tabel IV.66 Komponen Masuk ke *Brine Reactor* dari aliran <9>*Salt Dissolver Tank*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,255	36.685,20	58,5	627.097,4	15,9	5,000	207.726,0
CaSO ₄	0,003	437,14	136	3.214,2	23,45	5,000	1.570,477
MgCl ₂	0,008	1.097,13	95	11.548,7	18,44	5,000	4.437,321
MgSO ₄	0,002	347,14	120	2.892,8	26,7	5,000	1.609,129
Impuritas	0,002	248,57		-	0,3	5,000	1.553,550
H ₂ O (l)	0,730	105.102,5	18	5.839.029	75,4	5,000	2.201.921
Total <9>	1	143.917,7					2.418.818

Aliran <14> dari Na₂CO₃ Tank

Tabel IV.67 Komponen Masuk *Brine* Reaktor dari Aliran <14>
Na₂CO₃ Tank

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Na ₂ CO ₃	0,0740	647,35	106	6.107,1	28,9	5	3.676,957
H ₂ O	0,9259	8.091,85	18	449.547,3	75,4	5	169.526
Impuritas	9,7771	0,0854			0,3	5	0,534
Total <14>	1	8.739,28					173.203,6

Aliran <19> dari Ca(OH)₂ Tank

Tabel IV.68 Komponen Masuk *Brine* Reaktor dari Aliran <19>
Ca(OH)₂ Tank

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Ca(OH) ₂	0,16	1.068,6	74	14.441,53	21,4	5	6.438,514
H ₂ O	0,84	5.776,6	18	320.922,8	75,4	5	121.021,3
Total <19>	1,0	6.845,2		335.364,3			127.459,8

OUTPUT

Aliran <20> ke Clarifier

Tabel IV.69 Total Entalpi Aliran <20> ke Clarifier

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,230	36.685,199	58,44	627.741,3	15,9	8	317.350,4
H ₂ O (l)	0,745	118.970,99	18	6.609.499	75,4	8	3.804.556
Mg(OH) ₂	0,005	837,609	58	14.441,53	18,2	8	8.356,910
CaCl ₂	0,008	1.281,907	111	11.548,71	18,08	8	6.638,970
Na ₂ SO ₄	0,005	867,202	142	6.107,06	32,8	8	6.368,939
CaCO ₃	0,004	610,706	100	6.107,06	20,03	8	3.888,540
Ca(OH) ₂	0	0	74	0,00	21,4	8	0,000
Na ₂ CO ₃	0	0	106	0,00	28,9	8	0,000
Impuritas	0,002	248,653		-	0,3	8	2.371,793
MgSO ₄	0,000	0,000	120	0,00	26,7	8	0,000
MgCl ₂	0	0	95	0,00	18,45	8	0,000
CaSO ₄	0	0	136	0,00	23,56	8	0,000
Total <20>	1	243.469,63					4.149.532

ENTALPI REAKSI

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 3.841,08 \text{ kJ} + (-2.898,84 \text{ kJ}) + 4.218,691 \text{ kJ} \\ &= 5.160,928 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 13.321,9 \text{ kJ} + (-9.586,1) \text{ kJ} + (-1.140.435,103) \text{ kJ} \\ &= -1.136.699,337 \text{ kJ}\end{aligned}$$

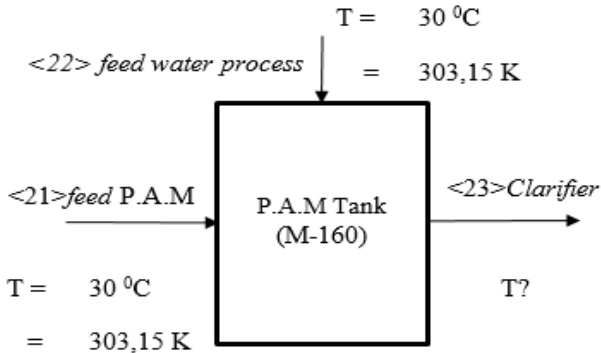
$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 10.257,48 \text{ kJ} + (-8.251,92) \text{ kJ} + (-300.518,1) \text{ kJ} \\ &= -1.430.050,949 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel IV.70 Neraca Energi sistem *Brine* Reaktor (R-150)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH <9>	2.418.817,731	ΔH <20>	4.149.532,024
ΔH <14>	173.203,557	ΔH reaksi 1	5.160,928
ΔH <19>	127.459,787		
ΔH reaksi 2	1.136.699,337		
ΔH reaksi 3	298.512,540		
Total	4.154.692,952	Total	4.154.692,952

Jadi temperatur keluar dari Na_2CO_3 tank menuju ke *brine* reaktor
 $= 32,63^\circ\text{C} = 305,78\text{ K}$

5. P.A.M Tank (M-160)



Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)

Asumsi : Tidak ada reaksi

INPUT

Aliran <21> P.A.M

Tabel IV.71 Total Entalpi Aliran <21> P.A.M

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
P.A.M	1	1,39	71	19,61359	96	5,00	9,4145
Total <21>	1	1,39					9,4145

Aliran <22> Air Proses

Tabel IV.72 Total Entalpi Aliran <22> Air Proses

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1	122,24	18	6.791,0	75,4	5	2.560,91
Total <22>	1	122,24					2.560,91

OUTPUT

Aliran <23> Clarifier

Tabel IV.73 Total Entalpi Aliran <23> ke Clarifier

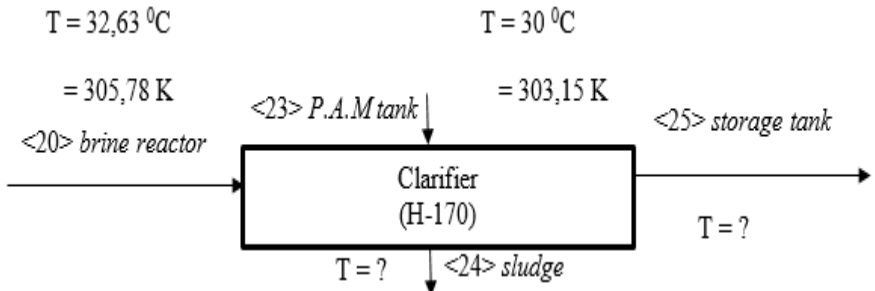
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
P.A.M	0,011	1,3926	71	19,6135	96	5	9,4145
H ₂ O	0,989	122,237	18	6.791,0	75,4	5	2.560,91
Total <23>	1	122,24					2.570,32

Tabel IV.74 Neraca Energi Sistem P.A.M *Tank* (M-160)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <21>	9,415	ΔH Aliran <23>	2.570,320
ΔH Aliran <22>	2.560,906		
Total	2.570,320	Total	2.570,320

Jadi temperatur keluar dari P.A.M tank menuju ke *clarifier*
 $= 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$

6. *Clarifier* (H-170)



Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem *Clarifier* (H-160)

Asumsi : Tidak ada reaksi

INPUT

Arus <20> dari *Brine* Reaktor

Tabel IV.75 Total Entalpi Arus <20> dari *Brine* Reaktor

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,230	36.685,1	58,4	627.741,3	15,9	7,6	317.350,3
H ₂ O (l)	0,745	118.970,	18	6.609.499,3	75,4	7,6	3.804.556
Mg(OH) ₂	0,005	837,6	58	14.441,5	18,2	7,6	8.356,91
CaCl ₂	0,008	1.281,9	111	11.548,7	16,9	7,6	6.205,57
Na ₂ SO ₄	0,005	867,2	142	6.107,1	32,8	7,6	6.368,94
CaCO ₃	0,004	610,7	100	6.107,1	20,0	7,6	3.888,54
Impuritas	0,002	248,6			0,3	7,6	2,372
Total <20>	1,000	159.502					4.146.729

Arus <23> dari P.A.M Tank

Tabel IV.76 Total Entalpi Arus <23> dari P.A.M Tank

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
P.A.M	0,011	1,39	71	19,613	96	5,0	9,41
H ₂ O	0,989	122,23	18	6790,98	75,4	5,0	2.560,91
Total <23>	1	123,63		6.810,5			2.570,32

OUTPUT

Arus <25> ke Ammonia Absorber

Tabel IV.77 Total Entalpi Arus <25> ke Storage Tank

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,235	33.016,6	58,4	564.967,13	15,9	8,5	318.604
H ₂ O	0,762	107.183,9	18,0	5.954.661	75,5	8,5	3.827.87
Mg(OH) ₂	0,001	83,7	58	1.444,15	18,2	8,5	932,2
CaCl ₂	0,001	128,1	111	1.154,87	18,0	8,5	740,7
Na ₂ SO ₄	0,001	86,7	142	610,71	32,8	8,5	710,5
CaCO ₃	0,000	61,07	100	610,71	20,0	8,5	434,4
Impuritas	0,000	24,8	-	-	0,3	8,5	0,3
P.A.M	0,000	0,13	71	1,96	96	8,5	1,6
Total <25>	1	140.585,3					4.149.30

Arus <24> ke Sludge

Tabel IV.78 Total Entalpi Arus <24> ke Sludge

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,193	3.668,520	58,44	62.774,13	15,9	8,5	35.400,5
H ₂ O	0,625	11.909,322	18,0	661.629,0	75,5	8,5	425.319
Mg(OH) ₂	0,040	753,848	58	12.997,37	18,2	8,5	8.389,9
CaCl ₂	0,061	1.153,716	111	10.393,84	18,08	8,5	6.666,5
Na ₂ SO ₄	0,041	780,482	142	5.496,35	32,8	8,5	6.394,1
CaCO ₃	0,029	549,635	100	5.496,35	20,06	8,5	3.909,6
Impuritas	0,012	223,788	-	-	0,3	8,5	2,4
P.A.M	0,000	1,2533	71	17,65	96	8,5	14,4
Total <24>	1	19.040,56					486.097

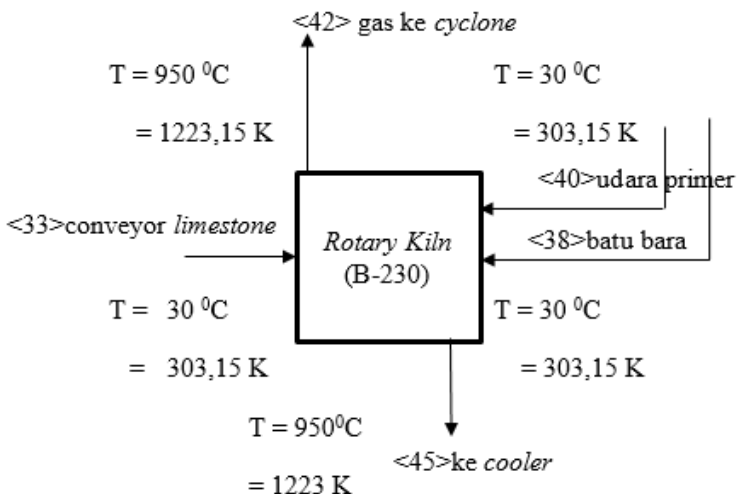
Tabel IV.79 Neraca Energi Sistem *Clarifier* (H-170)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <20>	4.146.729,199	ΔH Aliran <25>	4.149.299,519
ΔH Aliran <23>	2.570,320	ΔH Aliran <24>	486.096,933
Total Aliran Masuk	4.149.299,519	Total Aliran Keluar	4.149.299,519

Jadi temperatur keluar dari *clarifier* = $33,51^{\circ}\text{C}$
 = 306,662 K

IV.2.2 LIMESTONE SECTION

1. Roraty Kiln (B-230)



Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

Asumsi : Pembakaran Batubara Sempurna

Effisiensi Alat : 90%

Reaksi dekomposisi : $\text{CaCO}_3 \longrightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$

INPUT

Aliran <33> dari *limestone*

Tabel IV.80 Total Entalpi Aliran <33>Limestone

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,93	29.160,0	100	291.600,3	19,94	5	121.119,43
Impuritas	0,05	1.567,7	-	-	0,30	5	9.798,40
H ₂ O	0,02	627,1	18	34.838,7	75,54	5	13.158,56
Total <33>	1,00	31.354,8					144.076,39

Aliran <40> dari udara primer

Tabel IV.81 Total Entalpi Aliran <40> Udara Primer

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
O ₂	0,233	22.741,88	32,00	6,306	5,00	93.362,7
N ₂	0,767	74.858,69	28,00	6,803	5,00	378.924,8
Total <40>	1,00	97.600,57				472.287,49

Aliran <38> dari batubara

Tabel IV.82 Komponen Masuk ke *Rotary Kiln* dari aliran <38>

Batubara

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol
Carbon	0,5044	6.604,00	12	550.334
Hidrogen	0,0338	442,54	2	221.268
Nitrogen	0,0084	109,98	28	3.928
Sulfur	0,0022	28,80	32	900
Oksigen	0,1933	2.530,84	32	79.089
H2O	0,1284	1.681,11	18	93.395
Ash	0,13	1.695,52		
Total <38>	1,00	13.092,79		949.037,54

Sumber : Kaltim Prima Coal

Tabel IV.83 Total Entalpi Aliran <38> Batubara

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
Carbon	0,5044	6.604,00	12	550.333,58	2,194	5	301.900,29
Hidrogen	0,0096	126,18	2	63.090,88	6,8	5	17.875,75
Nitrogen	0,0084	109,98	28	3.927,84	6,803	5	15.587,64
Sulfur	0,0022	28,80	32	900,13	5,57	5	3.342,58
H2O (FM)*	0,1284	1.681,11	18	93.395,23	75,42	5	35.219,7
H2O (CW)**	0,2175	2.847,19	18	158.177,26	75,42	5	59.649,3
Ash	0,1295	1.695,52	-	-	1,14	5	9.664,44
Total		13.092,79		869.825			443.239,69

* *Free Moisture*

** *Combined Water*

OUTPUT

Aliran <45> ke cooler

Tabel IV.84 Total Entalpi Aliran <45> ke Conveyor

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	285,77	100	2.857,68	34,02	925	374.669,9
CaO	0,8183	15.842,99	56	282.910,61	15,85	925	17.280.2
Impuritas	0,0794	1.536,39	-	-	0,30	925	1.776.4
Ash	0,0876	1.695,52	-	-	1,14	925	1.787.92
Total <45>	1	19.360,67		285.768,3			21.219.3

Aliran <42> ke cyclone

Tabel IV.85 Total Entalpi Aliran <42> ke Cyclone

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,05	6.291	18	349.502,1	38,30	925	12.380.467
CO ₂	0,30	36.916,7	44	839.017,9	13,56	925	43.851.623
SO ₂	0,00	57,6	64	900,1	14,18	925	49.203
O ₂	0,03	4.092,9	32	127.904,5	8,46	925	4.170.544
N ₂	0,61	74.968,6	28	2.677.452	7,72	925	79.697.871
CaCO ₃	0,00	5,8	100	58,32	34,02	925	7.646
Impuritas	0,00	31,3	-	-	0,30	925	36.254,07
CaO	0,00	323,3	56	5.773,69	15,85	925	352.658,39
Total <42>	1	122.687,6		4.000.609			140.546.267

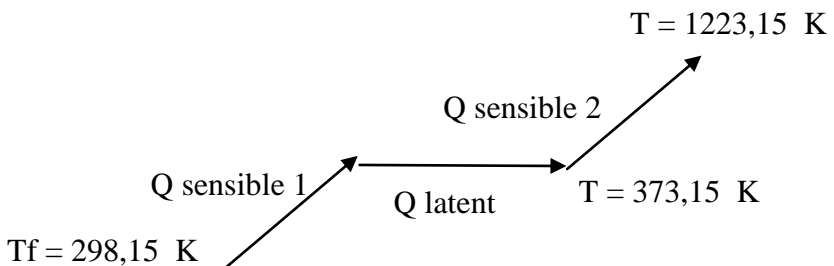
HEATING VALUE

Diketahui *heating value* dari jenis batu bara yang digunakan
= 4.800 kcal/kg
= 20.083,2 kcal/kg

Tabel IV.86 Total *Heating Value* Batubara

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Kmol	Heating Value (kJ)
Carbon	0,5044	6.604,00	12	550,334	132.629.511,3
Hidrogen	0,0338	442,54	2	221,268	8.887.544,57
Nitrogen	0,0084	109,98	28	3,928	2.208.738,89
Sulfur	0,0022	28,80	32	0,900	578.479,23
Oksigen	0,1933	2.530,84	32	79,089	50.827.288,93
H2O	0,1284	1.681,11	18	93,395	33.762.151,57
Ash	0,1295	1.695,52	-	-	34.051.391,19
Total	1	13.092,79			262.945.106

ENTALPI PENGUAPAN AIR



$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap}} &= Q_{\text{sens 1}} + Q_{\text{latent}} + Q_{\text{sens 2}} \\
 &= 96266,85 \text{ kJ} + 10220094,196 \text{ kJ} + 111207,01 \text{ kJ} \\
 &= 10.427.568,055
 \end{aligned}$$

ENTALPI REAKSI

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Reaksi Dekomposisi}} &= \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{Rx}} \\
 &= (32721052 + (-119908,2) + 52622336) \text{ kJ} = 85.223.479,750 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Panas Hilang

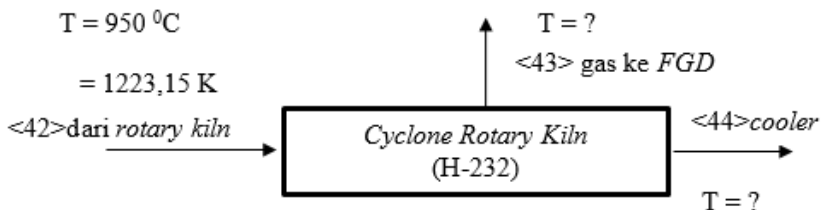
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= (1 - \eta) \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
 &= 10 \% \times 262.945.105,686 \\
 &= 27.443.227,731 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Tabel IV.87 Neraca Energi Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <33>	144.076,387	ΔH Aliran <45>	21.219.302,510
ΔH Aliran <40>	472.287,489	ΔH Aliran <42>	140.546.267,318
ΔH Aliran <38>	443.239,690	ΔH Rxn	85.223.479,750
<i>Heating value</i>	262.945.105,686	Q loss	27.443.227,731
Penguapan air	10.427.568,055		
Total Aliran Masuk	274.432.277,309	Total Aliran Keluar	274.432.277,309

Jadi kebutuhan batu bara untuk proses pembakaran di *Rotary Kiln*
 $= 13.092,79 \text{ kg}$

2. Cyclone Rotary Kiln (H-232)



Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem *Cyclone* (H-232)

Asumsi : Effisiensi *Cyclone* = 99%

Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <42> dari *rotary kiln*

Tabel IV.88 Total Entalpi Aliran <42> dari *Rotary Kiln*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,05	6.291,04	18	349.502,1	38,30	925	12.380.467
CO ₂	0,30	36.916,79	44	839.017,9	13,56	925	43.851.623
SO ₂	0,00	57,61	64	900,1	14,18	925	49.203
O ₂	0,03	4.092,95	32	127.904,5	8,46	925	4.170.544
N ₂	0,61	74.968,67	28	2.677.452	7,72	925	79.697.871
CaCO ₃	0,00	5,83	100	58,3	34,02	925	7.646
Impuritas	0,00	31,35	-	-	0,30	925	36.254,07
CaO	0,00	323,33	56	5.773,6	15,85	925	352.658,39
Total	1	122.687,6		3.645.333			80.094.430

OUTPUT

Aliran <43> ke Heat Exchanger sebelum masuk ke FGD

Tabel IV.89 Total Entalpi Aliran <43> ke *Heat Exchanger*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0513	6.291,04	18	349.502,1	38,30	925	12.380.467
CO ₂	0,3009	36.916,79	44	839.017,9	13,56	925	43.851.623
SO ₂	0,0005	57,61	64	900,1	14,18	925	49.203
O ₂	0,0334	4.092,95	32	127.904,5	8,46	925	4.170.544
N ₂	0,6111	74.968,67	28	2.677.452	7,72	925	79.697.871
CaCO ₃	0,0000	0,06	100	0,58	34,02	925	76
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,30	925	362,54
CaO	0,0000	3,23	56	57,74	15,85	925	3.526,58
Total	1	122.330,7		3.645.276			79.701.837

Tabel IV.90 Total Entalpi Aliran <44> ke *Cooler*

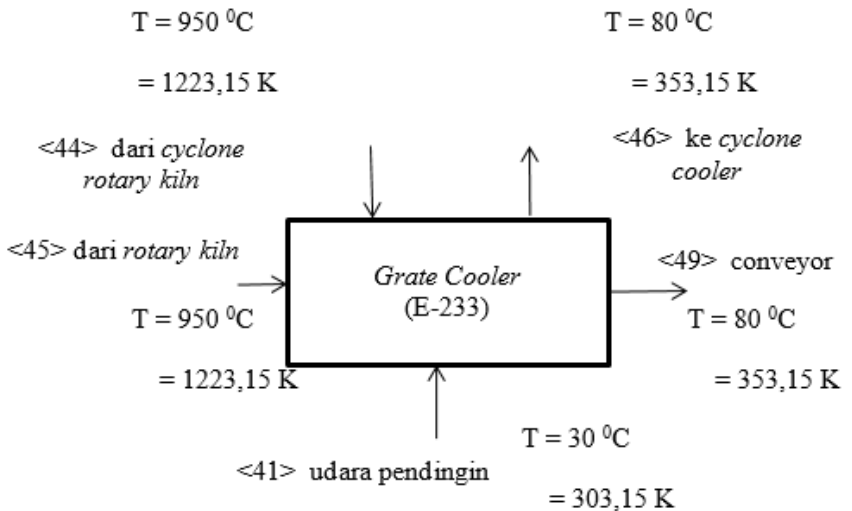
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0000	5,7	100	57,7	34,02	925	7.570
Impuritas	0,0003	31,04	-	-	0,30	925	35.891,53
CaO	0,0026	320,	56	5.715,9	15,85	925	349.131,81
Total	0	356,9		58			392.593

Tabel IV.91 Neraca Energi Sistem *Cyclone Rotary Kiln* (H-232)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <42>	80.094.430,063	ΔH Aliran <43>	79.701.836,864
		ΔH Aliran <44>	392.593,199
Total Aliran Masuk	80.094.430,063	Total Aliran Keluar	80.094.430,063

Jadi temperatur keluar dari *Cyclone* = 950 °C
 = 1.223,15 K

3. Grate Cooler (E-233)



Massa udara pendingin ?

Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem *Grate Cooler* (E-233)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <45> dari *rotary kiln*

Tabel IV.92 Total Entalpi Aliran <45> dari *Rotary Kiln*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,015	285,77	100	2.857,6	34,02	925	374.670
Impuritas	0,079	1.536,39	-	-	0,3	925	1.776.449
CaO	0,818	15.842,9	56	282.910,6	15,85	925	17.280.261
Ash	0,088	1.695,52	-	-	1,14	925	1.787.922
Total	1,000	19.360,6					21.219.303

Aliran <44> *cyclone rotary kiln*

Tabel IV.93 Total Entalpi Aliran <44> dari *Cyclone Rotary Kiln*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,016	5,77	100	57,737	34,02	925	7.569,86
Impuritas	0,087	31,04	-	-	0,300	925	35.892
CaO	0,897	320,09	56	5.715,949	15,85	925	349.131,81
Total	1,000	356,9					392.593,20

Aliran <41> udara pendingin

Tabel IV.94 Total Entalpi Aliran <41> dari Udara Pendingin

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
O ₂	0,21	87.215,6	32	2.725.490	6,31	5	358.048,40
N ₂	0,79	328.097,0	28	11.717.753	6,80	5	1.660.784
Total	1,00	415.312,7		14.443.243			2.018.832

OUTPUT

Aliran <49> ke Conveyor

Tabel IV.95 Total Entalpi Aliran <49> ke Conveyor

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	285,7	100	2.857,1	21,41	55	14.019,95
Impuritas	0,0795	1.536,1	-	-	0,3	55	105.605,60
CaO	0,8197	15.839,8	56	282.854	10,84	55	702.868,58
Ash	0,0860	1.661,6	-	-	1,14	55	104.182,69
Total	1	19.323,2					926.677

Aliran <46> ke Cyclone Cooler

Tabel IV.96 Total Entalpi Aliran <46> ke Cyclone Cooler

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0000	5,8	100	58,31	21,41	55	286,12
Impuritas	0,0001	31,3	-	-	0,3	55	2.155,22
CaO	0,0008	323,2	56	5.772,53	10,84	55	14.344,26

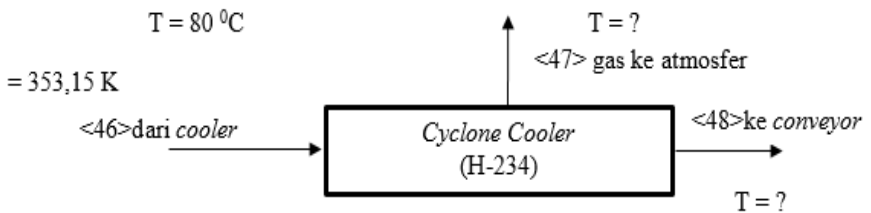
Ash	0,0001	33,9	-	-	1,14	55	2.126,18
O ₂	0,2098	87.215,6	32	2.725.490	6,856	55	4.282.249
N ₂	0,7893	328.097,1	28	11.717.753	6,853	55	18.402.890
Total	1,0000	415.707,1					22.704.051

Tabel IV.97 Neraca Energi Sistem *Grate Cooler* (E-233)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <44>	392.593,199	ΔH Aliran <46>	22.704.051,309
ΔH Aliran <45>	21.219.302,510	ΔH Aliran <49>	926.676,828
ΔH Aliran <41>	2.018.832,428		
Total Aliran Masuk	23.630.728,137	Total Aliran Keluar	23.630.728,137

Jadi massa udara pendingin yang dibutuhkan = 415.312,77 kg

4. *Cyclone Cooler* (H-234)



Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <46> dari grate cooler

Tabel IV.98 Total Entalpi Aliran <46> dari grate cooler

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0000	5,8	100	58,31	21,41	55	286,12
Impuritas	0,0001	31,3	-	-	0,3	55	2.155,22
CaO	0,0008	323,2	56	5.772,53	10,84	55	14.344,26
Ash	0,0001	33,9	-	-	1,14	55	2.126,18
O ₂	0,2098	87.215,6	32	2.725.490	6,856	55	4.282.249
N ₂	0,7893	328.097,1	28	11.717.753	6,853	55	18.402.890
Total	1,0000	415.707,1					22.704.051

OUTPUT

Aliran <47> gas ke atmosfer

Tabel IV.99 Total Entalpi Aliran <47> ke atmosfer

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0000	0,1	100	0,58	21,41	55	2,86
Impuritas	0,0000	0,3	-	-	0,3	55	21,55
CaO	0,0000	3,2	56	57,73	10,84	55	143,44
Ash	0,0000	0,3	-	-	1,14	55	21,26
O ₂	0,2100	87.215,6	32	2.725.490	6,856	55	4.282.249
N ₂	0,7900	328.097,1	28	11.717.753	6,853	55	18.402.890
Total	1,0000	415.316,7					22.685.329

Aliran <48> ke conveyor

Tabel IV.100 Total Entalpi Aliran <48> ke conveyor

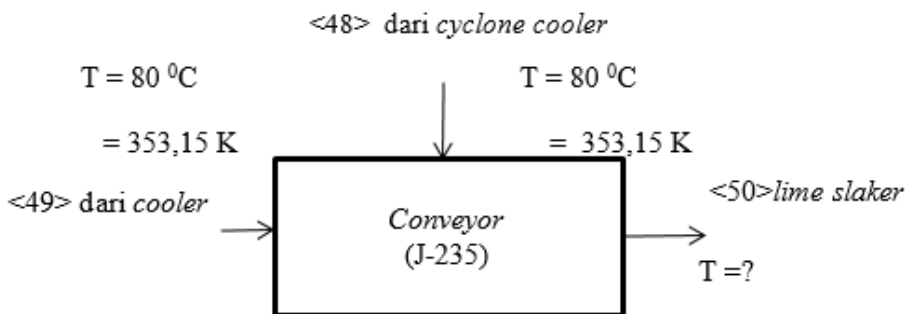
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	5,7	100	57,73	21,41	55	283,26
Impuritas	0,0795	31	-	-	0,3	55	2.133,66
CaO	0,8197	320,0	56	5.714,81	10,84	55	14.200,81
Ash	0,0860	33,5	-	-	1,14	55	2.104,92
Total	1,0000	390,4					18.723

Tabel IV.101 Neraca Energi Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <46>	22.704.051,309	ΔH Aliran <47>	22.685.328,655
		ΔH Aliran <48>	18.722,654
Total Aliran Masuk	22.704.051,309	Total Aliran Keluar	22.704.051,309

Jadi temperatur keluar *Cyclone Cooler* = 80 °C
 = 353,15 K

5. Conveyor (J-235)



Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)

INPUT

Aliran <49> dari grate cooler

Tabel IV.102 Total Entalpi Aliran <49> dari Grate Cooler

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	285,7	100	2.857,11	21,41	55	14.019,95
Impuritas	0,0795	1.536,1	-	-	0,3	55	105.605,60
CaO	0,8197	15.839,8	56	282.854,03	10,84	55	702.868,58
Ash	0,0860	1.661,6	-	-	1,14	55	104.182,69
Total	1,0000	19.323,2					926.677

Aliran <48> dari cyclone cooler

Tabel IV.103 Total Entalpi Aliran <48> dari *Cyclone Cooler*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	5,7	100	57,73	21,41	55	283,26
Impuritas	0,0795	31,0	-	-	0,3	55	2.133,66
CaO	0,8197	320,0	56	5.714,81	10,84	55	14.200,81
Ash	0,0017	33,5	-	-	1,14	55	2.104,92
Total	0,9157	390,4					18.723

OUTPUT

Aliran <50> ke Lime Slaker

Tabel IV.104 Total Entalpi Aliran <50> ke *Lime Slaker*

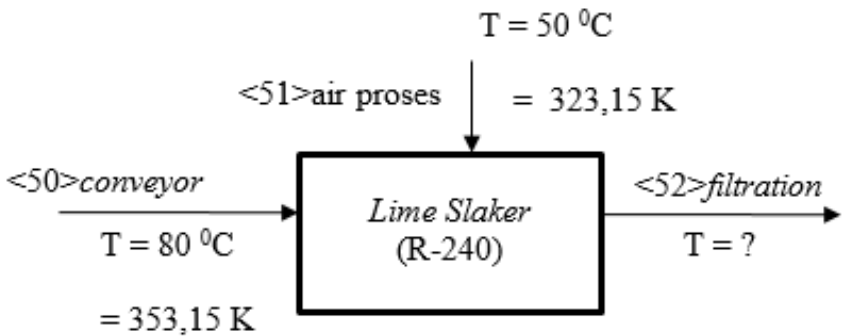
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	291,4	100	2.914,84	21,41	55	14.303,21
Impuritas	0,0795	1.567,1	-	-	0,3	55	107.739,26
CaO	0,8197	16.159,8	56	288.568,84	10,84	55	717.069,40
Ash	0,0860	1.695,2	-	-	1,14	55	106.287,61
Total	1,0000	19.713,6					945.399

Tabel IV.105 Neraca Energi Sistem *Conveyor* (J-235)

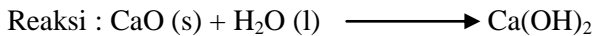
MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <49>	926.676,828	ΔH Aliran <50>	945.399,482
ΔH Aliran <48>	18.722,654		
Total Aliran Masuk	945.399,482	Total Aliran Keluar	945.399,482

Jadi temperatur keluar *Conveyor* = 80,00 °C
 = 353,1 K

6. *Lime Slaker* (R-240)



Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem *Lime Slaker* (R-240)



INPUT

Aliran <50> dari Conveyor

Tabel IV.106 Total Entalpi Aliran <50> dari conveyor

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,0148	291,4	100	2.914,84	21,41	55	14.303,21
Impuritas	0,0795	1.567,1	-	-	0,3	55	107.739,26
CaO	0,8197	16.159,8	56	288.568,84	10,84	55	717.069,40
Ash	0,0860	1.695,2	-	-	1,14	55	106.287,61
Total	1,0000	19.713,6					945.399

Aliran <51> Air Proses

Tabel IV.107 Total Entalpi Aliran <51> Air Proses

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1,0000	52.467,1	18	2.914.837	18,12	25	5.502.884
Total	1,0000	52.467,1					5.502.884

OUTPUT

Aliran <52> ke *Dewatering Screen*

Tabel IV.108 Total Entalpi Aliran <52> ke *Dewatering Screen*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	B M	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,004	291,4	100	2.914,84	22,9	120,6	33.556,06
Impuritas	0,022	1.567,1	-	-	0,3	120,6	236.289,5
CaO	0,00	0,00	56	0,00	11,4	120,6	0,00
Ash	0,023	1.695,1	-	-	1,14	120,6	233.105,8
H ₂ O	0,655	47.272,8	18	2.626.26	18,2	120,6	24.064.29
Ca(OH) ₂	0,296	21.354,1	74	288.568	21,4	120,6	3.103.739
Total <52>	1	72.180,6					27.670.98

ENTHALPHY REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-1.261,855) + 3.103,739 + (-23.064.585,59)) \text{ kJ}$$

$$= -21.222,701 \text{ kJ}$$

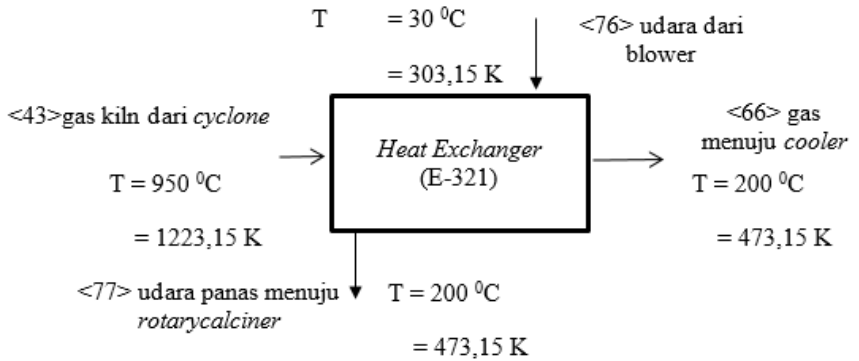
Tabel IV.109 Neraca Energi Sistem *Lime Slaker* (R-240)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <50>	945.399,482	ΔH Aliran <52>	27.670.984,515
ΔH Aliran <51>	5.502.883,873		
ΔH Reaksi	21.222.701,160		
Total Aliran Masuk	27.670.984,515	Total Aliran Keluar	27.670.984,515

Jadi temperatur keluar dari *Lime Slaker* = 145,62 °C = 418,77 K

IV.2.3 NH₃ ABSORPTION AND KARBONATION SECTION

1. Heat Exchanger (E-321)



Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem Heat Exchanger (E-321)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <43> gas kiln dari cyclone

Tabel IV.110 Total Entalpi Aliran <43> Gas Kiln dari Cyclone

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0514	6.291	18	349.502,1	9,19	925	12.380.467
CO ₂	0,3018	36.916,7	44	839.017,9	13,56	925	43.851.623
SO ₂	0,0005	57,6	64	900,1	14,18	925	49.203
O ₂	0,0335	4.092,9	32	127.904,5	8,46	925	4.170.544
N ₂	0,6128	74.968,6	28	2.677.45	7,72	925	79.697.871
CaCO ₃	0,0000	0,0	100	0,5	34,02	925	76
Impuritas	0,0000	0,3	-	-	0,30	925	363

CaO	0,0000	3,2	56	57,74	15,85	925	3.527
Total	1,0000	122.330,6					140.153.674

Aliran <76> udara dari blower

Tabel IV.111 Total Entalpi Aliran <76> Udara dari Blower

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
O ₂	0,2100	140.788,4	32	4.399.637	6,31	5	577.981,54
N ₂	0,7900	529.632,4	28	18.915.446	6,80	5	2.680.929
Total	1,00	670.420,8				5	3.258.911

OUTPUT

Aliran <66> gas ke FGD

Tabel IV.112 Total Entalpi Aliran <66> Gas ke FGD

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0514	6.291	18	349.502,1	8,21	175	2.092.494
CO ₂	0,3018	36.916,7	44	839.017,9	10,76	175	6.584.728
SO ₂	0,0005	57,6	64	900,1	10,21	175	6.699,76
O ₂	0,0335	4.092,9	32	127.904,5	7,55	175	704.481,09
N ₂	0,6128	74.968,6	28	2.677.45	6,97	175	13.613.744
CaCO ₃	0,0000	0,06	100	0,5	23,93	175	10,18
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,30	175	68,59
CaO	0,0000	3,23	56	57,7	11,81	175	497,10
Total	1,0000	122.330,6					23.002.722

Aliran <77> Gas ke rotary calciner

Tabel IV.113 Total Entalpi Aliran <77> ke rotary calciner

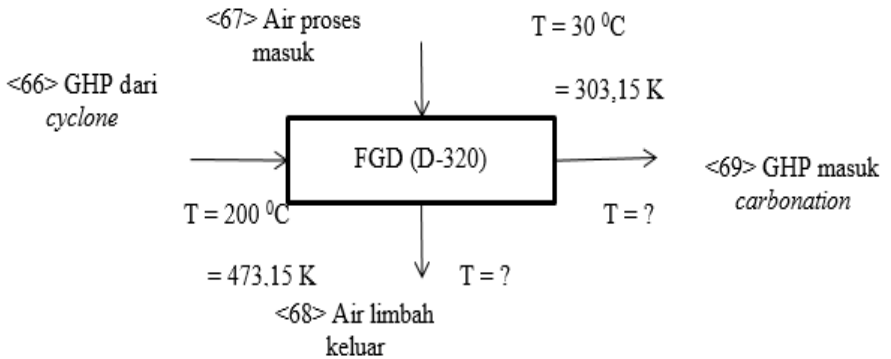
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
O ₂	0,2100	140.788,3	32	4.399.6	7,55	175	24.232.605
N ₂	0,7900	529.632,4	28	18.915.4	6,97	175	96.177.258
Total	1,0000	670.420,8					120.409.863

Tabel IV.114 Neraca Energi Sistem *Heat Exchanger* (E-321)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
ΔH Aliran <43>	140.153.674,119	ΔH Aliran <66>	23.002.721,912
ΔH Aliran <76>	3.258.910,997	ΔH Aliran <77>	120.409.863
Total Aliran Masuk	143.412.585,116	Total Aliran Keluar	143.412.585,116

Jadi, total udara yang dibutuhkan = 670.420,86 kg

2. Flue Gas Desulphurization (D-320)

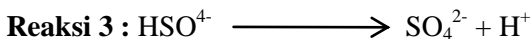
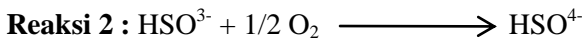
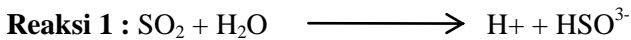


Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem *Flue Gas Desulphurization* (D-320)

Asumsi : SO_2 bereaksi sempurna menjadi SO_4^{2-}

Sumber : PLTU Paiton

Reaksi yang terjadi :



INPUT

Aliran <66> GHP dari cyclone (keluaran HE (E-321))

Tabel IV.115 Total Entalpi Aliran <66> GHP dari cyclone

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0514	6.291	18	349.502,1	8,2	175	2.092.494
CO ₂	0,3018	36.916,7	44	839.017,9	10,7	175	6.584.728
SO ₂	0,0005	57,6	64	900,1	10,2	175	6.699,76
O ₂	0,0335	4.092,9	32	127.904,5	7,5	175	704.481,09
N ₂	0,6128	74.968,6	28	2.677,4	6,9	175	13.613.744
CaCO ₃	0,0000	0,06	100	0,58	23,9	175	10,18
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,3	175	0,07
CaO	0,0000	3,23	56	57,74	11,8	175	497,10
Total	1,0000	122.330,6					23.002.653

Aliran <67> Air Proses

Tabel IV.116 Kebutuhan air proses <67> yang masuk ke FGD

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	1	16,20	18	900,129	18,1	5	339,44236

OUTPUT

Aliran <69> GHP menuju kolom karbonasi (D-330)

Tabel IV.117 GHP menuju kolom karbonasi (D-330)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0515	6.291,04	18	349.502,1	8,21	175,6	2.100.948
CO ₂	0,3020	36.916,79	44	839.017,9	10,77	175,6	6.613.456
O ₂	0,0334	4.078,54	32	127.454,5	7,56	175,6	705.018,9
N ₂	0,6132	74.968,67	28	2.677,45	6,97	175,6	13.668,85
CaCO ₃	0,0000	0,06	100	0,5	23,94	175,6	10,22
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,30	175,6	68,86
CaO	0,0000	3,23	56	57,7	11,81	175,6	499,26
Total	1,0000	122.258,6					23.088,86

Aliran <68> Air Limbah

Tabel IV.118 Air Limbah <68> keluar FGD

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,00	0,0	18	0,00	18,29	175,6	0,00
H ⁺	0,02	1,8	1	1.800,2	0,00	175,6	0,00
SO ₄ ²⁻	0,98	86,4	96	900,1	-293	175,6	-193.068,3
Total	1,00	88,2					-193.068,3

ENTALPI REAKSI

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= ((-12.088,90) + (-8.381,67) + (-36.923,30)) \text{ kJ} \\ &= -57.393,870 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= (5.869,80 + (-13.284,2) + (-237.328,09)) \text{ kJ} \\ &= 244.742,442 \text{ kJ}\end{aligned}$$

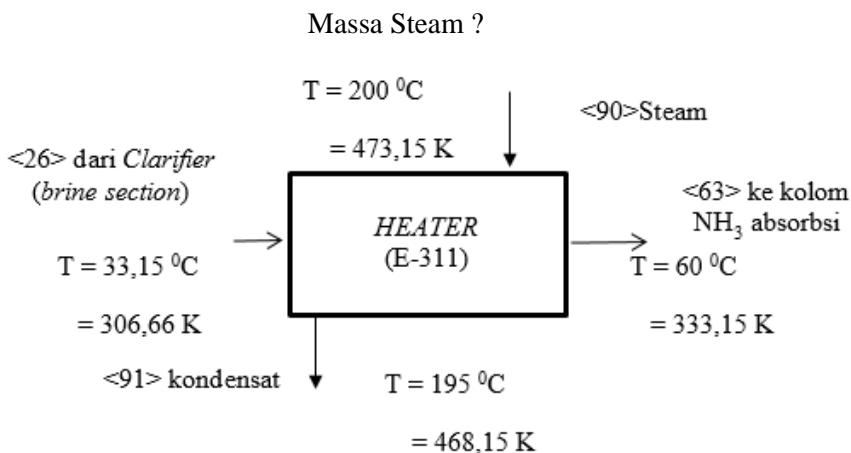
$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= (13.231,90 + (-46.336,4) + 9.901,42) \text{ kJ} \\ &= -23.203,1 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel IV.119 Neraca Energi FGD (D-320)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
ΔH Aliran <66>	23.002.653,392	ΔH Aliran <69>	23.088.857,817
ΔH Aliran <67>	339,442	ΔH Aliran <68>	193068,2679
ΔH Reaksi 1	57.393,870	ΔH Reaksi 3	23.203,1
ΔH Reaksi 2	244.742,442		
Total	23.305.129,146	Total	23.305.129,146

Jadi temperatur keluar FGD ke kolom karbonasi = 200,69 °C
= 473,84 K

3. Heater (E-311)



Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem *Heater* (E-311)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <26> dari *Clarifier*

Tabel IV.120 Total Entalpi Aliran <26> dari *Clarifier*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,2349	33.016,6	58,44	564.967,1	15,9	8,5	318.604,62
H ₂ O	0,7624	107.183,9	18	5.954.661	18,1	8,5	3.823.729
Mg(OH) ₂	0,0006	83,7	58	1.444,15	18,2	8,5	932,22
CaCl ₂	0,0009	128,1	111	1.154,87	18,1	8,5	740,72
Na ₂ SO ₄	0,0006	86,7	142	610,71	32,8	8,5	710,46
CaCO ₃	0,0004	61,1	100	610,71	20,1	8,5	434,40
Impurities	0,0002	24,8	-	-	0,3	8,5	264,57
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96	8,5	1,60

Total	1,0000	140.585,3					4.145.418
--------------	---------------	------------------	--	--	--	--	------------------

OUTPUT

Aliran <63> ke kolom NH₃ Absorbsi

Tabel IV.121 Total Entalpi Aliran <63> Gas ke kolom NH₃ Absorbsi

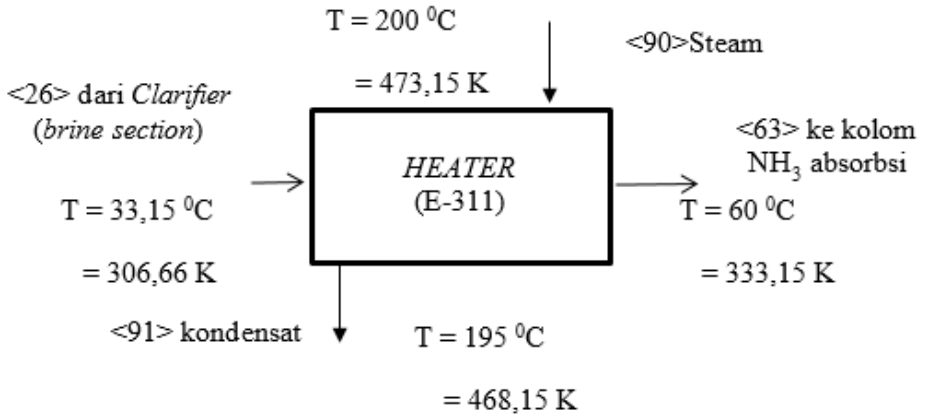
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,2349	33.016,68	58,44	564.967,1	15,90	35	1.310.018
H ₂ O	0,7624	107.183,9	18	5.954.661	18,14	35	15.748.26
Mg(OH) ₂	0,0006	83,76	58	1.444,15	18,20	35	3.833,02
CaCl ₂	0,0009	128,19	111	1.154,87	18,19	35	3.062,86
Na ₂ SO ₄	0,0006	86,72	142	610,71	32,80	35	2.921,21
CaCO ₃	0,0004	61,07	100	610,71	20,87	35	1.858,68
Impurities	0,0002	24,87	-		0,30	35	1.087,86
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96,00	35	6,59
Total	1,0000	140.585,3					17.071.048

Tabel IV.122 Neraca Energi Sistem *Heater* (E-311)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
ΔH Aliran <26>	4.145.417,624	ΔH Aliran <63>	17.071.047,973
ΔHs masuk	18.609.307,063	ΔHs keluar	5.683.676,71
Total	22.754.724,686	Total	22.754.724,686

Total steam yang dibutuhkan = 6.667,85 kg

4. Cooler (E-313)



Massa air proses ?

Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem Cooler (E-313)

INPUT

Aliran <61> gas dari prelimer

Tabel IV.123 Total Entalpi Aliran <61> Gas dari Prelimer

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NH_3	0,0570	7.969,8	17	468.814,26	9,07	77,4	1.370.266
CO_2	0,0075	1.054,4	44	23.964,54	9,98	77,4	77.127,75
H_2O	0,9355	130.888,8	18	7.271.604	8,11	77,4	19.022.520
Total	1,0000	76.402,0					20.469.914

OUTPUT

Aliran <62> gas menuju kolom absorber

Tabel IV.124 Total Entalpi Aliran <62> Gas menuju kolom absorber

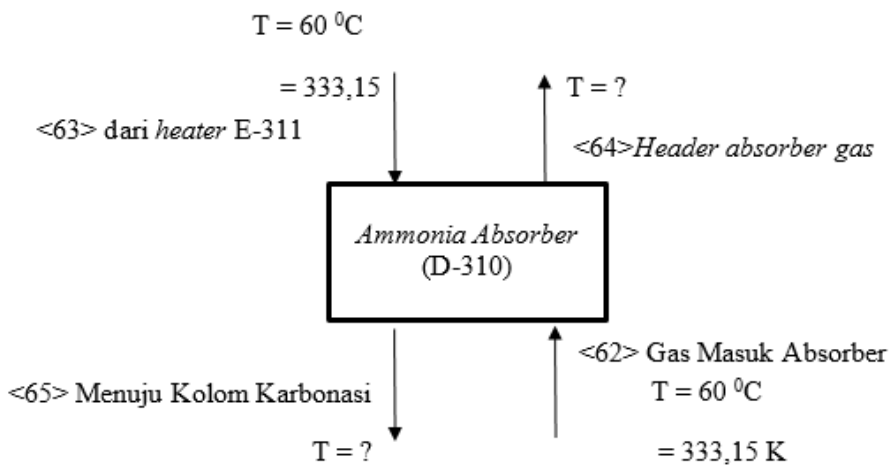
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NH ₃	0,0570	7.969,8	17	468.814,26	8,8	35	601.566
CO ₂	0,0075	1.054,4	44	23.964,54	9,49	35	33.170,8
H ₂ O	0,9355	130.888,8	18	7.271.604	8,08	35	8.568,618
Total	1,0000	76.402,0					9.203.354

Tabel IV.125 Neraca Energi Sistem *Cooler* (E-313)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
ΔH Aliran <61>	20.469.913,638	ΔH Aliran <62>	9.203.354,462
		ΔH <i>cooling water</i>	11.266.559,18
Total	20.469.913,638	Total	20.469.913,638

Total *cooling water* yang dibutuhkan = 141.638,34 kg

5. KOLOM AMMONIA ABSORBER (D-310)



Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem *Ammonia Absorber* (D-310)

Asumsi : NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O

Konversi CO_2 = 90 %

Konversi NH_4HCO_3 = 90 %

Reaksi yang terjadi :



INPUT

ΔH <63> dari Heater (E-311)

Tabel IV.126 Total Entalpi Aliran <63> dari Heater (E-311)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,2349	33.016,68	58,44	564.967,1	15,9	35	1.310.018
H ₂ O	0,7624	107.183,9	18	5.954.66	18,1	35	15.748.260
Mg(OH) ₂	0,0006	83,76	58	1.444,15	18,2	35	3.833,02
CaCl ₂	0,0009	128,19	111	1.154,87	18,1	35	3.062,86
Na ₂ SO ₄	0,0006	86,72	142	610,71	32,8	35	2.921,21
CaCO ₃	0,0004	61,07	100	610,71	20,8	35	1.858,68
Impuritas	0,0002	24,87	-	-	0,3	35	1.087,86
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96,0	35	6,59
Total	1,0000	140.585,3					17.071.048

Aliran <62> Gas masuk absorber

Tabel IV.127 Total Entalpi Aliran <62> Gas masuk absorber

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NH ₃	0,1308	19.856,8	17	1.902.300	8,8	35	1.498.795
CO ₂	0,0069	1.054,4	44	23.964,55	9,5	35	33.170,80
H ₂ O	0,8622	130.888,8	18	3.743.206	8,1	35	8.568.618
Total	1,0000	151.800,1					10.100,584

(E-313)

OUTPUT

$\Delta H <65>$ Menuju Kolom Karbonasi

Tabel IV.128 Total Entalpi Aliran <65> menuju kolom karbonasi

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,1975	31.882,2	58,44	545.555,8	15,9	32,9	1.191,66
H ₂ O	0,5338	86.159	18	4.786.615	18,1	32,9	11.923,6
Mg(OH) ₂	0,0005	83,7	58	1.444,1	18,2	32,9	3.610,79
CaCl ₂	0,0008	128,1	111	1.154,87	18,1	32,9	2.884,03
Na ₂ SO ₄	0,0005	86,7	142	610,71	32,8	32,9	2.751,84
CaCO ₃	0,0004	61,0	100	610,71	20,8	32,9	1.746,04
Impuritis	0,0000	0,00	-	-	0,3	32,9	0,00
CaO	0,0002	24,8	106	234,5	10,6	32,9	342,16
NaHCO ₃	0,0101	1.630,5	84	19.411,6	21,6	32,9	57.670,0
NH ₄ Cl	0,0064	1.038,3	53,49	19.411,2	21,9	32,9	58.564,0
NH ₄ HCO ₃	0,0011	170,3	79,06	2.155,17	53,9	32,9	15.972,5
NH ₄ OH	0,2486	40.126,7	35	1.146.478	19,1	32,9	3.008,27
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96	32,9	6,21
Total	1,0000	161.391,9					16.267,1

Aliran <64>Header Absorber Gas

Tabel IV.129 Total Entalpi Aliran <64> menuju header absorber gas

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CO ₂	0,0008	105,4	44	2.396,45	8,8	35	3.075,05
H ₂ O	0,9992	130.888,8	18	7.271.604	11,3	35	11.973.654
Total	1,0000	130.994,3					11.976.729

ENTALPI REAKSI

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= ((-89.929,8) + 159.847,1 + 3.827473,41) \text{ kJ} \\ &= 3.897.390,7 \text{ kJ}\end{aligned}$$

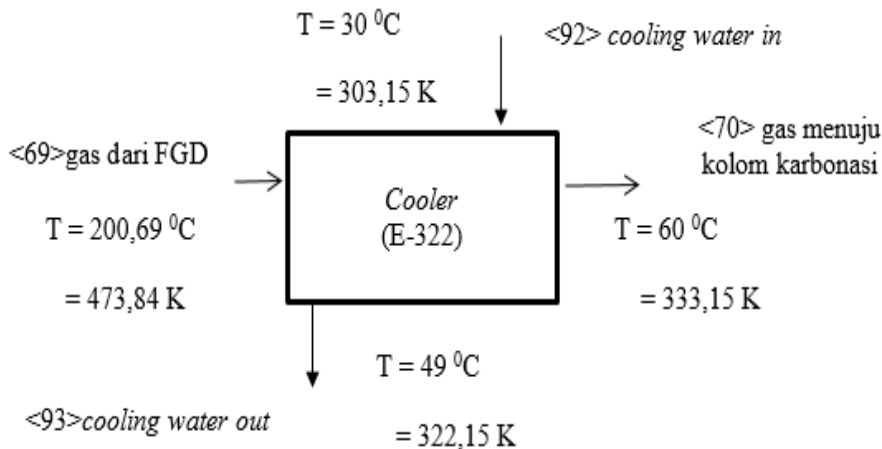
$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= ((-197.726,6) + 116.233 + (-4.888.148,99)) \text{ kJ} \\ &= -4.969.643 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel IV.130 Neraca Energi Kolom *Ammonia Absorber*

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
Aliran <63>	17.071.047,973	Aliran <65>	16.267.154,715
Aliran <62>	10.100.583,850	Aliran <64>	11.976.728,93
ΔH Reaksi 2	4.969.642,535	ΔH Reaksi 1	3.897.390,7
Total	32.141.274,358	Total	32.141.274,358

Jadi temperatur keluar dari kolom *ammonia absorber* menuju kolom karbonasi = $57,97^{\circ}\text{C} = 331,12 \text{ K}$

6. COOLER (E-322)



Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem Cooler (E-322)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <69> gas dari FGD

Tabel IV.131 Total Entalpi Aliran <69> Gas dari FGD

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0515	6.291,1	18	349.502,1	8,2	175,6	2.100.94
CO ₂	0,3020	36.916,7	44	839.017,9	10,7	175,6	6.613.45
O ₂	0,0334	4.078,5	32	127.454,5	7,5	175,6	705.018,
N ₂	0,6132	74.968,6	28	2.677.45	6,9	175,6	13.668.8
CaCO ₃	0,0000	0,1	100	0,5	23,9	175,6	10,22
Impuritas	0,0000	0,3	-	-	0,3	175,6	68,86

CaO	0,0000	3,2	56	57,74	11,8	175,6	499,26
Total	1,0000	122.258,6					23.088,8

OUTPUT

Aliran <70> gas ke kolom Karbonasi

Tabel IV.132 Total Entalpi Aliran <70> Gas ke kolom karbonasi

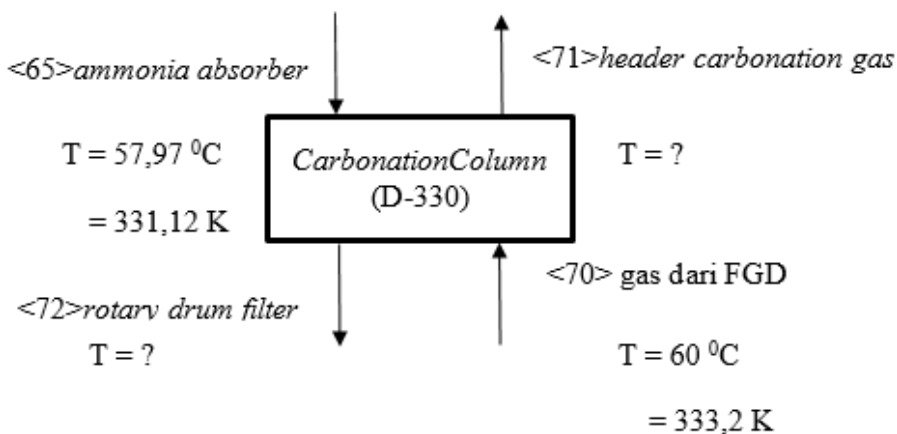
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H2O	0,0515	6.291	18	349.502,1	8,1	35	411.841,78
CO2	0,3020	36.916,7	44	839.017,9	904	35	1.106.511
O2	0,0334	4.078,5	32	127.454,5	6,6	35	123.879,28
N2	0,6132	74.968,6	28	2.677.45	6,83	35	2.668.084
CaCO3	0,0000	0,06	100	0,6	20,8	35	1,77
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,3	35	13,72
CaO	0,0000	3,23	56	57,7	10,6	35	89,58
Total	1,0000	122.258,6					4.310.421

Tabel IV.133 Neraca Energi Sistem *Cooler* (E-322)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
ΔH Aliran <69>	23.088.857,817	ΔH Aliran <70>	4.310.421,366
		ΔH <i>cooling water</i>	18.778.436,45
Total	23.088.857,817	Total	23.088.857,817

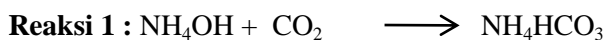
Total massa air yang dibutuhkan = 236.074,44 kg

7. CARBONATION COLUMN (D-330)



Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem *Carbonation Column* (D-330)

Reaksi yang terjadi :



INPUT

ΔH <65> dari kolom NH₃ absorpsi (D-330)

Tabel IV.134 Total Entalpi Aliran <65> dari kolom *ammonia*

absorber

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,1975	31.882,3	58,44	545.555,8	15,9	32,9	1.191.665
H ₂ O	0,5338	86.159,1	18	4.786.615	18,1	32,9	11.923.672
Mg(OH) ₂	0,0005	83,76	58	1.444,15	18,2	32,9	3.610,79
CaCl ₂	0,0008	128,19	111	1.154,87	18,2	32,9	2.884,03
Na ₂ SO ₄	0,0005	86,72	142	610,71	32,8	32,9	2.751,84
CaCO ₃	0,0004	61,07	100	610,71	20,8	32,9	1.746,04
Impuritis	0,0000	0,00	-	-	0,3	32,9	0,00
CaO	0,0002	24,87	106	234,58	10,6	32,9	342,16
NaHCO ₃	0,0101	1.630,6	84	19.411,63	21,6	32,9	57.670,04
NH ₄ Cl	0,0064	1.038,3	53,49	19.411,28	21,9	32,9	58.564,01
NH ₄ HCO ₃	0,0011	170,39	79,06	2.155,17	53,9	32,9	15.972,58
NH ₄ OH	0,2486	40.126,7	35	1.146.478	19,1	32,9	3.008.270
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96	32,9	6,21
Total	1,0000	161.392,1					16.267.155

$\Delta H <70>$ Gas dari FGD

Tabel IV.135 Total Entalpi Aliran <70> dari FGD

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
H ₂ O	0,0515	6.291,04	18	349.502,1	8,0	35	411.841,78
CO ₂	0,3020	36.916,79	44	839.017,9	9,4	35	1.161.336
O ₂	0,0334	4.078,54	32	127.454,5	6,6	35	123.879,28
N ₂	0,6132	74.968,67	28	2.677.45	6,8	35	2.668.084
CaCO ₃	0,0000	0,06	100	0,6	20,8	35	1,77
Impuritas	0,0000	0,31	-	-	0,3	35	13,72
CaO	0,0000	3,23	56	57,7	10,6	35	89,58
Total	1,0000	122.258,64					4.365.247

OUTPUT

$\Delta H <71>$ Header Carbonation gas

Tabel IV.136 Total Entalpi Aliran <71> header carbonation gas

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
CO ₂	0,0415	3.691,6	44	83.901,7	9,81	61,1	209.643,55
O ₂	0,0458	4.078,5	32	127.454,5	6,91	61,1	224.279,89
N ₂	0,8421	74.968,6	28	2.677.452	6,86	61,1	4.677.851
H ₂ O	0,0707	6.291	18	349.502,1	8,10	61,1	721.107,25
Total <71>	1,0000	89.029,9					5.832.882

ΔH <72> Rotary drum filter

Tabel IV.137 Total Entalpi Aliran <72> rotary drum filter

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,0165	3.191,50	58,44	54.611,6	15,9	61,1	221.170,9
H2O	0,4460	86.159,0	18	4.786,6	18,2	61,1	22.146,18
Mg(OH)2	0,0004	83,76	58	1.444,1	18,2	61,1	6.694,69
CaCl2	0,0007	128,19	111	1.154,8	18,3	61,1	5.379,20
Na2SO4	0,0004	86,72	142	610,7	32,8	61,1	5.102,13
CaCO3	0,0003	61,38	100	613,8	21,6	61,1	3.372,33
Impuritas	0,0000	3,23	-	-	0,3	61,1	247,06
CaO	0,0001	28,10	56	501,7	10,9	61,1	1.393,34
NH4OH	0,0709	13.697,6	35	391,36	19,1	61,1	1.903.959
NaHCO3	0,2189	42.283	84	503.369,8	22,1	61,1	2.838.076
NH4Cl	0,1368	26.438,9	53,49	494.277,4	22,4	61,1	2.821.839
NH4HCO3	0,1089	21.035,5	79,06	266.070,5	53,9	61,1	3.656.102
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96	61,1	11,51
Total <72>	1,0000	193.197,2					33.609.53

ENTHALPHY REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi 1} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-2.965.971) + (-35.987.683) + 134.002.905,5) \text{ kJ}$$

$$= 95.049.252 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 2} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-4.711.438) + 5.571.464 + (-123.643.685,8)) \text{ kJ}$$

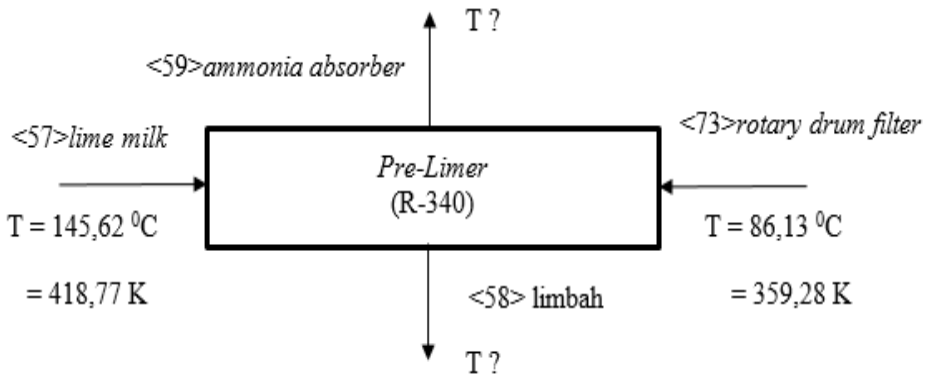
$$= -122.783.660 \text{ kJ}$$

Tabel IV.138 Neraca Energi Kolom Karbonasi (D-330)

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
Aliran <65>	16.267.154,715	Aliran <71>	5.832.881,566
Aliran <70>	4.365.246,629	Aliran <72>	33.609.532,62
ΔH Reaksi 2	122.783.660,153	ΔH Reaksi 1	95.049.251,8
Total	143.416.061,497	Total	134.491.666,007

Jadi temperatur keluar dari kolom karbonasi menuju ke *rotary drum filter* = $86,13^{\circ}\text{C} = 359,28\text{ K}$

8. Pre-Limer (R-340)



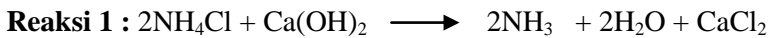
Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem *Pre-limer* (R-340)

Asumsi =Terjadi reaksi

Konversi NH_4HCO_3 = 90 %

Konversi NH_4Cl = 90 %

Reaksi yang terjadi :



INPUT

ΔH <57> dari *Lime Milk*

Tabel IV.139 Total Entalpi Aliran <57> dari *Lime Milk*

Komponen	Fraaksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,31	20.285,4	74	274.127,3	21,4	120,6	2.948.412
H_2O	0,69	44.907,0	18	2.494.835	18,2	120,6	22.859.988
Total <57>	1	65.192,4					25.808.399

Aliran <73>Rotary drum filter

Tabel IV.140 Total Entalpi Aliran <73> dari rotary drum filter

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,03	3.191,5	58,44	54.611,6	15,9	61,1	221.170
H ₂ O	0,61	77.543,1	18	4.307,95	18,2	61,1	19.931,5
Mg(OH) ₂	0,00	83,7	58	1.444,1	18,2	61,1	6.694,69
CaCl ₂	0,00	128,2	111	1.154,8	18,3	61,1	5.379,20
Na ₂ SO ₄	0,00	86,7	142	610,7	32,8	61,1	5.102,13
CaCO ₃	0,00	61,4	100	613,8	21,6	61,1	3.372,33
Impuritas	0,00	0,00	-	-	0,3	61,1	0,00
CaO	0,00	28,1	56	501,7	10,9	61,1	1.393,34
NH ₄ OH	0,11	13.697,6	35	391,36	19,1	61,1	1.903.959
NaHCO ₃	0,03	4.228,3	84	50.336,9	22,1	61,1	283.807,6
NH ₄ Cl	0,21	26.438,9	53,4	494.277,4	22,4	61,1	2.821.839
NH ₄ HCO ₃	0,02	2.103,5	79,1	26.607,0	53,9	61,1	365.284,8
P.A.M	0,00	0,14	71	1,9	96	61,1	11,51
Total <73>	1,00	127.591,3					25.549.58

OUTPUT

ΔH <59> menuju kolom absorber

Tabel IV.141 Total Entalpi Aliran <59> menuju kolom absorber

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NH ₃	0,06	7.969,8	17	468.814,2	9,1	77,4	1.370.266
CO ₂	0,01	1.054,5	44	23.964,54	9,9	77,4	77.127,75
H ₂ O	0,94	130.888,8	18	7.271.604	8,1	77,4	19.022.520
Total <59>	1,00	139.913,1					20.469.914

Aliran <58> ke Limbah

Tabel IV.142 Total Entalpi Aliran <58> ke limbah

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	ΔT	ΔH (kJ)
NaCl	0,0604	3.191,5	58,44	54.611,6	15,9	77,3	279.949,20
Ca(OH) ₂	0,0724	3.825,9	74	51.702,4	21,4	77,3	356.715,61
NaHCO ₃	0,0800	4.228,3	84	50.336,9	22,4	77,3	364.005,81
NH ₄ Cl	0,0500	2.643,9	53,49	49.428,6	22,6	77,3	361.343,48
NH ₄ HCO ₃	0,0040	210,36	79	2.662,7	53,9	77,3	46.312,61
NH ₄ OH	0,2591	13.697,6	35	391.362	19,1	77,3	2.409.954
CaCO ₃	0,0012	61,38	100	613,84	21,9	77,3	4.346,70
Impuritas	0,0000	0,00	-	-	0,3	77,3	0,00
CaO	0,0005	28,10	56	501,76	11,1	77,3	1.787,82
Mg(OH) ₂	0,0016	83,76	58	1.444,15	18,2	77,3	8.473,87
CaCl ₂	0,4694	24.817,3	111	223.579,7	18,3	77,3	1.322.680
Na ₂ SO ₄	0,0016	86,72	142	610,71	32,8	77,3	6.458,07
P.A.M	0,0000	0,14	71	1,96	96	77,3	14,57
Total <58>	1,0000	52.875,1					5.162.042

ENTALPI REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi Dekomposisi} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-328.756,4) + (-530.582) + (-2.331.704,228)) \text{ kJ}$$

$$= -3.191.041,69 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 1} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= (-4.931.975 + 3.779.797 + 30.069.246) \text{ kJ}$$

$$= 28.917.068 \text{ kJ}$$

Tabel IV.143 Neraca Energi *Pre-Limer*

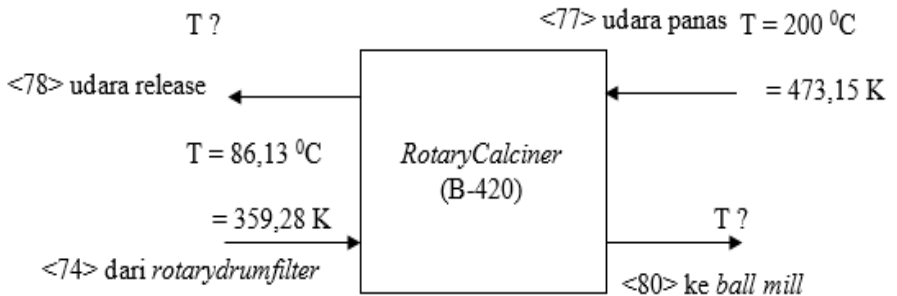
MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
Aliran <57>	25.808.399,452	Aliran <59>	20.469.913,638
Aliran <73>	25.549.581,418	Aliran <58>	5.162.041,70
ΔH Reaksi dekomposisi	3.191.042,694	ΔH Reaksi 1	28.917.068,22
Total	54.549.023,564	Total	54.549.023,564

Jadi temperatur keluar dari *pre-limer* menuju absorber

$$=102,38^{\circ}\text{C} = 375,53 \text{ K}$$

IV.2.4 CALCINATION SECTION

1. ROTARY CALCINER (B-420)



Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem *Rotary Calciner* (B-420)

Reaksi yang terjadi :



INPUT

$\Delta H <74>$ dari *Rotary Drum filter*

Tabel IV.144 Total Enthalpy Arus <74> dari *rotary drum filter*

Komponen	Massa (kg)	BM	Mol	Cp	dT	ΔH (kJ)
NaHCO ₃	38.054,76	84	453.032,9	22,1	61,1	2.554.268,4
NH ₄ HCO ₃	18.931,99	79	239.645,4	53,9	61,1	3.292.990,9
H ₂ O (l)	478,66	18	26.592,3	18,1	61,1	123.034,3
Impuritas	3,23			0,3	61,1	247,0
Total	57.468,64					5.970.293,78

$\Delta H <77>$ udara panas

Tabel IV.145 Komponen Arus <77> udara panas

Komponen	Massa (Kg)	BM	mol	Cp	dT	ΔH (kJ)
O ₂	140.788,3	32	4.399.637	7,5	175	24.232.605,1
N ₂	529.632,4	28	18.915.446	6,9	175	96.177.258,1
Total	670.420,8					120.409.863,2

OUTPUT

$\Delta H <80>$ menuju *ball mill*

Tabel IV.146 Total Enthalpy Arus <80> menuju *ball mill*

Komponen	Massa (kg)	BM	mol	Cp	dT	ΔH (kJ)
Na ₂ CO ₃	23.530,5	106	221.986,1	28,90	161,4	4.315.215,35
H ₂ O _(l)	6,2	18	347,08	18,28	161,4	4.266,68
Impuritas	3,2			0,30	161,4	639,39
Total	23.539,9					4.319.482,03

$\Delta H <78>$ udara *release*

Tabel IV.147 Komponen Arus <78> udara *release*

Komponen	Massa (kg)	BM	mol	Cp	dT	ΔH (kJ)
CO ₂	20.511,1	44	466.161,8	10,67	161,4	3.346.793,89
NH ₃	4.073,9	17	239.645,4	9,60	161,4	1.546.712,32
H ₂ O	8.863,3	18	492.407,1	7,53	161,4	2.495.594,40
O ₂	140.788,4	32	4.399.637	7,50	161,4	22.194.817,46
N ₂	529.632,5	28	18.915.446	6,96	161,4	88.547.964,31
Na ₂ CO ₃	480,2	106	4.530,33	28,90	161,4	88.065,62
Impuritas	0,06			0,30	161,4	13,05
Total	704.349,7					118.219.961,06

ENTHALPHY REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi I} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-2.554.268) + (-720.566,51) + 29.261.393,10) \text{ kJ}$$

$$= 25.986.558,14 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi II} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-3.292.991) + 4.281.798,31 + (-23.334.651,57)) \text{ kJ}$$

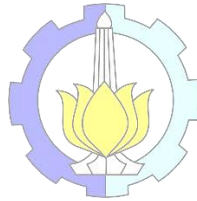
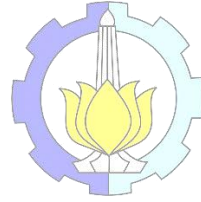
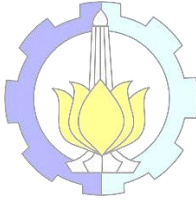
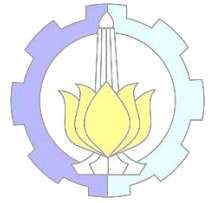
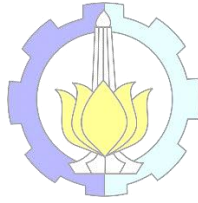
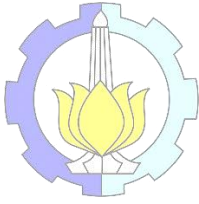
$$= -22.145.844,24 \text{ kJ}$$

Tabel IV.148 Neraca Energi *rotary calciner*

MASUK (kJ)		KELUAR (kJ)	
Arus	ΔH (kJ)	Arus	ΔH (kJ)
Aliran <74>	5.970.293,785	Aliran <80>	4.319.482,031
Aliran <77>	120.409.863,204	Aliran <78>	118.219.961,06
ΔH Reaksi 2	22.145.844,236	ΔH Reaksi 1	25.986.558,14
Total	148.526.001,225	Total	148.526.001,225

$$\text{Jadi temperatur keluar } \textit{rotary calciner} = 186,43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 459,58 \text{ K}$$



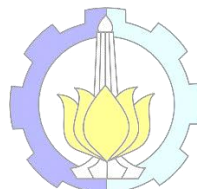
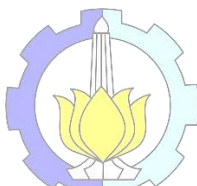
BAB V

DAFTAR DAN



HARGA

PERALATAN



BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1. Daftar Alat

V.1.1. Brine Purification

1. Raw Salt Storage (F-111)

Tabel V.1 Raw Salt Storage (F-111)

Spesifikasi :	
Nama	= Raw Salt Storage (F-111)
Fungsi	= Tempat persediaan bahan baku garam rakyat
Kapasitas	= 13.119,679 m ³
Waktu tinggal	= 15 hari
Panjang	= 51,2 m
Lebar	= 25,6 m
Tinggi	= 10 m
Bahan	
Konstruksi	= Beton
Type	= Housing

2. Belt Conveyor (J-112)

Tabel V.2 Belt Conveyor (J-112)

Spesifikasi :	
Nama	= Belt conveyor (J-112)
Fungsi	= Menyalurkan bahan dari storage keroll crusher Troughed belt on continuous
Type	= plate
Kapasitas	= 42.856,451 kg/jam
Panjang	= 29,240 m
Lebar	= 16 in
Kecepatan	
belt	= 200 ft/min = 1 m/s

Power motor	=	3	HP
Jumlah	=	1	buah

3. Roll Crusher (C-110)

Tabel V.3 Roll Crusher (C-110)

Spesifikasi:			
Nama	=	<i>Roll crusher (C-110)</i>	
Fungsi	=	Untuk memperkecil ukuran garam rakyat menjadi 20 mesh	
Tipe	=	Roll crusher	
Kapasitas	=	44.463,661 kg/jam	
Diameter roll	=	0,6308	m
Lebar Roll	=	1	m
Kecepatan rotasi	=	63,231	rpm
Ukuran feed	=	100,00	mm
Ukuran produk	=	0,8	mm
Power	=	13	HP

4. Vibrating Screen (H-114)

Tabel V.4 Vibrating Screen (H-114)

Spesifikasi:			
Nama	=	Vibrating Screen (H-214)	
Fungsi	=	Memisahkan natrium karbonat menjadi ukuran 70 mm	
Type	=	<i>High speed vibrating screen</i>	
Kapasitas	=	40,178 ton/jam	
Ukuran	=	0,8 mm	= 0,033 in
Luas total	=	42,667 m ²	

Kecepatan			
Vibrasi	=	800	rpm
Power	=	51	HP

5. Bag Filter (H-113)

Tabel V.5 Bag Filter (H-113)

Spesifikasi:			
Nama :	Bag Filter (H-113)		
Fungsi :	Menangkap partikel debu halus keluar dari <i>rollcrusher</i>		
Tipe	:	<i>Bag House</i>	
Kapasitas	:	1800	m ³ /jam
Banyaknya bag	:	24	pcs
Power	:	1,5	kw
Material bag	Carbon		
house	:	steel	
Material bag	:	Nilon	

6. Belt Conveyor (J-115)

Tabel V.6 Belt Conveyor (J-115)

Spesifikasi :			
Nama	=	Belt conveyor (J-115)	
Tipe	=	<i>Troughed belt on countinuous plate</i>	
Kapasitas	=	40.178,007	Kg/jam
Panjang	=	10 m	= 394 in
Lebar	=	16 in	
Kecepatan putaran	=	200 ft/min	= 1 m/s
Power motor	=	3	HP
Jumlah	=	1	buah

7. Bucket Elevator (J-116)

Tabel V.7 Bucket Elevator (J-116)

Spesifikasi			
Nama	=	Bucket Elevator (J-116)	
Tipe	=	Centrifugal Discharge	
Fungsi	=	Menyalurkan garam rakyat dari <i>belt conveyor</i> (J-115) menuju <i>salt disolver tank</i> (M-120)	
Kapasitas	=	40,178	tph
Diameter Shaft	:	Head	= 1 15/16 in
		Tail	= 1 15/16 in
Diameter Purlley	:	Head	= 20 in
		Tail	= 16 in
Lebar Belt	=	11	in
Bucket Speed	=	69 m/min	= 1,1 m/s
Effisiensi			
Motor	=	80%	
Daya	=	1,6	HP

8. Salt Disolver Tank (M-120)

Tabel V.8 Salt Disolver Tank (M-120)

Spesifikasi			
Nama	=	Salt Disolver Tank (M-120)	
Fungsi	=	Melarutkan Garam rakyat dengan air proses	
Bahan	=	Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel	
Jumlah	=	1	
Feed Rate	=	143,918	ton/jam
Kapasitas Tangki	=	162,510	m ³

Tebal Tangki	=	0,006	m	=	0,250	in
Tinggi Tangki	=	9,082	m	=	357,57	in
Diameter Tangki	=	5,182	m	=	204,00	in
Tinggi Liquid	=	7,194	m	=	283,22	in
Dimensi Nozzle :						
Ukuran Nozzle	=	8	in sch 40			
Diameter Dalam Nozzle	=	7,981	in	=	0,219	m
Diameter Luar Nozzle	=	8,625	in	=	0,203	m
Luas Area Nozzle	=	0,347	ft ²	=	0,032	m ²
Pengaduk	=	<i>Flatsix-blade turbine with disk</i>				
Daya Power	=	39	hp			

9. Salt Disolver Pump (L-121)

Tabel V.9 Salt Disolver Pump (L-121)

Spesifikasi :						
Nama	=	Salt Disolver Pump (L-121)				
Fungsi	=	Memompa larutan dari <i>Salt Disolver Tank</i> (M-120) ke dalam Brine Reaktor (R-150)				
Suhu Operasi	=	30	°C			
Type	=	Centrifugal pump				
Jumlah	=	2	buah			
Bahan	=	Stainless steel 304				
Feed Rate	=	143.917,690	kg/jam			
Diameter pipa	=	8	in IPS sch.40			
Panjang pipa	=	22	m			
Head pompa	=	33,253	lbf.ft/lbm	=	99,394	J/kg
Efisiensi pompa	=	70%				
Efisiensi motor	=	86%				
Power pompa	=	9	hp			

10. Na₂CO₃ Tank (M-130)

Tabel V.10 Na₂CO₃ Tank (M-130)

Spesifikasi	
Nama	= Na ₂ CO ₃ Tank (M-130)
Fungsi	= Melarutkan Na ₂ CO ₃ dengan air proses
Bahan	= Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel
Jumlah	= 1
Feed Rate	= 8,739 ton/jam
Kapasitas Tangki	= 11,288 m ³
Tebal Tangki	= 0,188 m = 7,382 in
Tinggi Tangki Diameter	= 3,733 m = 146,98 in
Tangki	= 84,0 m = 3307,1 in
Tinggi Liquid	= 2,957 m = 116,42 in
Pengaduk	= <i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Daya Power	= 12 hp

11. Na₂CO₃ Pump (L-131)

Tabel V.11 Na₂CO₃ Pump (L-131)

Spesifikasi :	
Nama	= Na ₂ CO ₃ pump (L-131)
Fungsi	= Memompa larutan dari Na ₂ CO ₃ Tank (M-130) ke dalam Brine Reaktor (R-150)
Suhu Operasi	= 30 °C
Type	= Centrifugal pump

Jumlah	=	2	buah
Bahan	=	Stainless steel 304	
Feed Rate	=	8.739,284	kg/jam
Diameter pipa	=	2,5	in IPS sch.40
Panjang pipa	=	22	m
Head pompa	=	32,675	lbf.ft/lbm = 97,665 J/kg
Efisiensi pompa	=	52%	
Efisiensi motor	=	80%	
Power pompa	=	5	hp

12. Ca(OH)₂ Tank (M-140)

Tabel V.12 Ca(OH)₂ Tank (M-140)

Spesifikasi			
Nama	=	Ca(OH) ₂ Tank (M-140)	
Fungsi	=	Mengencerkan Ca(OH) ₂ Tank dengan air proses	
Bahan	=	Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel	
Jumlah	=	1	
Feed Rate	=	6,845	ton/jam
Kapasitas			
Tangki	=	8,391	m ³
Tebal			
Tangki	=	0,005	m = 0,187 in
Tinggi			
Tangki	=	3,382	m = 133,15 in
Diameter			
Tangki	=	8,324	m = 78 in
Tinggi Liquid	=	2,679	m = 105 in
Pengaduk	=	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>	
Daya Power	=	12	hp

13. Ca(OH)₂ Pump (L-141)

Tabel V.13 Ca(OH)₂ Pump (L-141)

Spesifikasi :			
Nama	=	Ca(OH) ₂ Pump (L-141)	
Fungsi	=	Memompa larutan dari Ca(OH) ₂ Tank (M-140) ke dalam Brine Reaktor (R-150)	
Suhu Operasi	=	30	°C
Type	=	Centrifugal pump	
Jumlah	=	2	buah
Bahan	=	Stainless steel 304	
Feed Rate	=	6.845,284	kg/jam
Diameter pipa	=	2	in IPS sch.40
Panjang pipa	=	22	m
Head pompa	=	33,135	lbf.ft/lbm = 99,04 J/kg
Efisiensi pompa	=	49%	
Efisiensi motor	=	80%	
Power pompa	=	5	hp

14. Brine Reaktor (R-150)

Tabel V.14 Brine Reaktor (R-150)

Spesifikasi			
Nama	=	Brine Reaktor (R-150)	
Fungsi	=	Tangki pencampuran larutan garam dengan Ca(OH) ₂ dan Na ₂ CO ₃	
Feed Rate	=	159,502	ton/jam
Suhu Operasi	=	30	0C
Tekanan Operasi	=	1	atm
Bentuk	=	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dish head berpengaduk	

Pengelasan	=	Double welded butt joint
Bahan	=	Stainless Steel, SA-240, grade S
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas Tangki	=	175,785 m ³
Diameter Tangki	=	204 in = 5,18161 m
Tinggi Tangki	=	367,051 in = 9,32 m
Tebal Tangki	=	0,250 in = 0,00635 m
Tinggi Liquid	=	286,320 in = 7,27 m
Pengaduk	=	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Daya	=	39 HP

15. Brine Reaktor Pump (L-151)

Tabel V.15 Brine Reaktor Pump (L-151)

Spesifikasi :	
Nama	= Brine Reaktor Pump (L-151)
Fungsi	= Memompa larutan dari Brine Reaktor (R-150) ke dalam Flokulator (M-170)
Suhu Operasi	= 30 °C
Type	= Centrifugal pump
Jumlah	= 2 buah
Bahan	= Stainless steel 304
Feed Rate	= 159.502,262 kg/jam
Diameter pipa	= 8 in IPS sch.40
Panjang pipa	= 20 m
Head pompa	= 33,423 lbf.ft/lbm = 99,902 J/kg
Efisiensi pompa	= 86%
Efisiensi motor	= 87%
Power pompa	= 8 hp

16. P.A.M Tank (M-160)

Tabel V.16 P.A.M Tank (M-160)

Spesifikasi	
Nama	= P.A.M Tank (M-160)
Fungsi	= Mengencerkan P.A.M dengan air proses
Bahan	= Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel
Jumlah	= 1
Feed Rate	= 0,124 ton/jam
Kapasitas Tangki	= 0,167 m ³
Tebal Tangki	= 0,005 m = 0,188 in
Tinggi Tangki	= 0,917 m = 36,084 in
Diameter Tangki	= 0,508 m = 20 in
Tinggi Liquid	= 0,672 m = 26 in
Pengaduk	= <i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Daya Power	= 3,0 hp

17. P.A.M Pump (L-161)

Tabel V.17 P.A.M Pump (L-161)

Spesifikasi :	
Nama	= P.A.M Pump (L-161)
Fungsi	= Memompa larutan dari P.A.M Tank (M-160) ke dalam Flokulator (M-170)
Suhu Operasi	= 30 °C
Type	= Centrifugal pump
Jumlah	= 2 buah

Bahan	=	Stainless steel 304	
Feed Rate	=	123,630	kg/jam
Diameter			
pipa	=	8	in IPS sch.40
Panjang			
pipa	=	20	m
Head			
pompa	=	29,856	lbf.ft/lbm = 89,23 J/kg
Efisiensi			
pompa	=	20%	
Efisiensi motor	=	80%	
Power			
pompa	=	5	hp

18.Flokulator (M-170)

Tabel V.18 Flokulator (M-170)

Spesifikasi			
Nama alat	=	Flokulator (M-170)	
Fungsi	=	Mengendapkan impurities dengan penambahan flokulan	
Bahan	=	Type 304, grade S (SA-240), Stainless Steel	
Jumlah	=	1	unit
Feed Rate	=	159,63	ton/jam
Kapasitas			
Tangki	=	163,29	m ³
Tebal Tangki	=	0,250	m = 9,84252 in
Tinggi Tangki	=	9,10	m = 358,142 in
Diameter			
Tangki	=	5,18	m = 204 in
Tinggi Liquid	=	7,73	m = 304,187 in

Pengaduk	=	<i>Four-blade paddle</i>
Daya power	=	20 hp

19. Flokulator Pump (L-171)

Tabel V.19 Flokulator Pump (L-171)

Spesifikasi :	
Nama	= Flokulator Pump (L-171)
Fungsi	= Memompa larutan dari Flokulator (M-170) ke dalam Clarifier (H-180)
Suhu Operasi	= 30 °C
Type	= Centrifugal pump
Jumlah	= 2 buah
Bahan	= Stainless steel 304
Feed Rate	= 159.625,892 kg/jam
Diameter pipa	= 8 in IPS sch.40
Panjang pipa	= 18 m
Head pompa	= 27,261 lbf.ft/lbm = 81,483 J/kg
Efisiensi pompa	= 84%
Efisiensi motor	= 86%
Power pompa	= 7 hp

20. Clarifier (H-180)

Tabel V.20 Clarifier (L-180)

Spesifikasi	
Nama	= Clarifier (H-180)
Fungsi	= Memisahkan larutan dari padatan dengan proses sedimentasi

Bentuk	=	Silinder tanpa tutup atas dished head dan bagian bawah kerucut
Bahan Kontruksi	=	Type 304, grade M (SA-240), Stainless Steel
r (jari - jari)	=	0,204 m
Tinggi silinder	=	3,314 m
Tinggi kerucut	=	1,105 m
Tinggi clarifier	=	4,419 m

21. Brine Storage (F-181)

Tabel V.21 Brine Storage (F-181)

Spesifikasi	
Nama	= Brine Storage (F-181)
Fungsi	= Menampung keluaran clarifier sebelum menuju ke absorber column (D-310)
Feed Rate	= 159,626 ton/jam
Suhu Operasi	= 30 °C
Tekanan Operasi	= 1 atm
Bentuk	= Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Pengelasan	= Double welded butt joint
Bahan	= Stainless Steel, type 304, grade S (SA-240)
Jumlah	= 1 buah
Kapasitas Tangki	= 145,207 m ³
Diameter Tangki	= 192 in = 4,87681 m
Tinggi Liquid	= 220,908 in = 5,61 m

Tinggi Tangki	=	344,399 in	=	8,75 m
Tinggi Liquid	=	252,575 in	=	6,42 m
Tebal Tangki	=	1/4 in	=	0,00635 m

22. Brine Storage Pump (L-182)

Tabel V.22 Brine Storage Pump (L-182)

Spesifikasi :				
Nama	=	Storage brine pump (L-182)		
Fungsi	=	Memompa larutan dari tangki clarifier menuju Amonia Absorber		
Suhu Operasi	=	30	°C	
Type	=	Centrifugal pump		
Jumlah	=	2 buah		
Bahan	=	Stainless steel 304		
Feed				
Rate	=	159.625,892 kg/jam		
Diameter pipa	=	8 in	IPS sch.40	
		4		
Panjang pipa	=	5 m		
Head pompa	=	109,75 lbf.ft/lbm	=	328 J/kg
Efisiensi pompa	=	71%		
Efisiensi motor	=	83%		
Power pompa	=	3 h		
	=	4 p		

V.1.2. Lime Section

1. Lime Storage (F-211)

Tabel V.23 Lime Storage (F-211)

Spesifikasi :	
Nama	= Limestone Storage (F-211)
Fungsi	= Tempat penampung <i>limestone</i>
Waktu Tinggal	= 1 hari
Kapasitas	= 303,084 m ³
Volume	
Gudang	= 378,855 m ³
Panjang	= 27,53 m
Lebar	= 13,76 m
Tinggi	= 10 m
Bahan	
Konstruksi	= Beton
Type	= Housing

2. Belt Conveyor (J-212)

Tabel V.24 Belt Conveyor (J-212)

Spesifikasi :	
Nama	= Belt conveyor (J-212)
Fungsi	= Sebagai media transportasi penyaluran <i>limestone</i> dari <i>limestone</i> hopper menuju ke <i>jaw crusher</i> (C-210)
Type	= <i>Troughed belt on countinuous plate</i>
Kapasitas	= 31.354,871 kg/jam
Panjang	= 42 m
Lebar	= 14 in
Kecepatan putaran	= 100 ft/min= 1 m/s
Power motor	= 4 HP
Jumlah	= 1 buah

3. Jaw Crusher (C-210)

Tabel V.25 Jaw Crusher (C-210)

Spesifikasi	
Nama	= <i>Jaw Crusher (C-210)</i>
Tipe	= <i>Blake Jaw Crusher</i>
Model	= C0
Feed opening	= 500 mm = 19,685 in
Power	= 12 hp
Closed setting	= 70 mm = 2,756 in
Feed Rate	= 32,53 ton/jam
Max. rotor speed	= 350 rpm

4. Vibrating Screen (H-214)

Tabel V.26 Vibrating Screen (H-214)

Spesifikasi:	
Nama	= Vibrating Screen (H-214)
Fungsi	= Memisahkan natrium karbonat menjadi ukuran 70 mm
Type	= <i>High speed vibrating screen</i>
Kapasitas	= 29,273 ton/jam
Ukuran	= 70 mm = 2,756 in
Luas total	= 0,433 m ²
Kecepatan Vibrasi	= 800 rpm
Power	= 10 HP

5. Bag Filter (J-213)

Tabel V.27 Bag Filter (J-213)

Spesifikasi:	
Nama	= Bag Filter (H-213)
Fungsi	= Menangkap partikel debu halus keluaran dari <i>jaw crusher</i>
Tipe	= <i>Bag House</i>
Kapasitas	= 1800 m ³ /jam
Banyaknya bag	= 24 pcs
Power	= 2 kw
Material bag house	= Carbon steel
Material bag	= Nilon

6. Belt Conveyor (J-215)

Tabel V.28 Belt Conveyor (J-215)

Spesifikasi :	
Nama	= Belt conveyor (J-214)
Tipe	= <i>Troughed belt on countinuous plate</i>
Kapasitas	= 31.354,871 Kg/jam
Panjang	= 10 m = 393,7 in
Lebar	= 14 in
Kecepatan putaran	= 100 ft/min = 1 m/s
Power motor	= 3 HP
Jumlah	= 1 buah

7. Coal Storage(F-221)

Tabel V.29 Coal Storage(F-221)

Spesifikasi :	
Nama	= Coal Storage (F-221)

Fungsi	=	Tempat penampung batu bara
Tipe	=	<i>Pile open yard</i>
Waktu Tinggal	=	10 hari
Kapasitas	=	13092,790 kg/jam
Volume Bahan	=	2335,218 m ³
Volume Storage	=	18598,468 m ³
Panjang	=	56 m
Diameter	=	29 m
Tinggi	=	29 m

8. Belt Conveyor (J-222)

Tabel V.30 Belt Conveyor (J-222)

Spesifikasi :	
Nama	= Belt conveyor (J-222)
Fungsi	= Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke <i>ball mill</i> (C-220)
Tipe	= <i>Troughed belt on countinuous plate</i>
Kapasitas	= 19.360,668 Kg/jam
Panjang	= 32 m = 1266,3 in
Lebar	= 14 in
Kecepatan putaran	= 100 ft/min
Power motor	= 3 HP
Jumlah	= 1 buah

9. Ball Mill(C-220)

Tabel V.31 Ball Mill(C-220)

Spesifikasi:			
Nama	=	<i>Coal Mill (C-220)</i>	
Fungsi	=	Untuk menyeragamkan ukuran batubara menjadi ukuran 10 <i>mesh</i>	
Tipe	=	<i>Continuous Ball Mills</i> No.48	
Model	=	No.48 sieve	
Kapasitas	=	327,320	Ton/hari
Power	=	36	hp
Mill speed	=	23	rpm
Ball charge	=	13,10	Ton
Size	=	7 x 5	ft
Power	=	36,09	HP

10. Vibrating Screen (H-223)

Tabel V.32 Vibrating Screen (H-223)

Spesifikasi :			
Nama	=	Vibrating Screen (H-223)	
Fungsi	=	Memisahkan natrium karbonat menjadi ukuran 20 <i>mesh</i>	
Type	=	<i>High speed vibrating screen</i>	
Kapasitas	=	13,638	ton/jam
Ukuran	=	10	<i>mesh</i>
Kecepatan Vibrasi	=	960	rpm
Luas total	=	12,85	m ²
Power	=	15	HP
Material	=	Carbon steel	

11. Belt Conveyor (J-224)

Tabel V.33 Belt Conveyor (J-224)

Spesifikasi :			
Nama	=	Belt conveyor (J-224)	
Fungsi	=	Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke <i>rotary kiln</i>	
Tipe	=	<i>Troughed belt on countinuous plate</i>	
Kapasitas	=	13.638,323	Kg/jam
Panjang	=	10 m	= 394 in
Lebar	=	14	in
Kecepatan putaran	=	100 ft/min	= 0,5 m/s
Power motor	=	2	HP
Jumlah	=	1	buah

12. Blower (G-231)

Tabel V.34 Blower (G-231)

Spesifikasi :	
Nama	: Blower (G-231)
Fungsi	: Menghembuskan udara dari luar ke dalam kiln sebagai udara primer untuk sistem pembakaran dalam rotary kiln dan udara dingin pada grate cooler
Tipe	: <i>Centrifugal blower</i>
Rate volume feed	= 512913 m ³ /jam
Power	= 23 HP
Jumlah	= 7 buah

13. Rotary Kiln (B-230)

Tabel V.35 Rotary Kiln (B-230)

Spesifikasi	
Nama	= Rotary kiln (B-230)
Fungsi	= Untuk sistem kalsinasi, pembakaran batu kapur untuk mendapatkan produk CaO
Kapasitas Produk	= 464,656 ton/hari
Bahan Pembakaran	= Batubara
Diameter Shell	= 2,168 m = 85,3587 in
Panjang Shell	= 68,660 m = 2703,13 in
Kemiringan Shell	= 4 °
Kecepatan Putar	= 2,5 rpm
Waktu Tinggal	= 67,968 menit
Tebal Shell	= 0,0225 m = 0,9 in
Tebal Brick	= 0,0025 m = 0,1 in
Bahan Shell	= Mild Steel
Bahan Brick	= Graphite
Power	= 14 HP
Jumlah	= 1

14. Cylone Rotary Kiln (H-232)

Tabel V.36 Cylone Rotary Kiln (H-232)

Spesifikasi:	
Nama	= Cyclone (H-232)
Fungsi	= Menangkap debu yang terbawa aliran Gas Hasil Pembakaran dari <i>rotary kiln</i>
Kecepatan gas masuk	= 15 m/s

Lebar Inlet cyclone rectangular	=	0,1 m	=	14 cm
Diameter saluran gas keluar Cyclone	=	0,3 m	=	28 cm
Diameter Cyclone	=	0,6 m	=	56 cm
Tinggi Cyclone setelah Bc pada gas masuk	=	0,3 m	=	28 cm
Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas	=	1,1 m	=	112 Cm
Lebar outlet cyclone rectangular	=	0,1 m	=	7 cm
Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone	=	1,1 m	=	112 cm
Diameter pada saat partikel keluar	=	0,1 m	=	14 cm
Jumlah	=	1 buah		

15. Grate Cooler (E-233)

Tabel V.37 Grate Cooler (E-233)

Spesifikasi:	
Nama	= Grate Cooler (E-233)
Fungsi	= Sebagai alat untuk mendinginkan CaO hingga suhu 80 °C yang keluar dari <i>rotary kiln</i> sebelum masuk kedalam <i>lime slaker</i>

Feed Rate	=	464,656	ton/hari
Feed Temperature	=	950	°C
Product Temperature	=	80	°C
Tipe	=	BD-400	Grate cooler
Panjang Grate Cooler	=	9	m
Lebar Grate Cooler	=	1,4	m
Power	=	161	hp

16. Cylone Cooler (H-234)

Tabel V.38 Cylone Cooler (H-234)

Spesifikasi:			
Nama	=	Cyclone Cooler (H-234)	
Fungsi	=	Untuk menangkap partikel padat yang terbawa gas panas keluar dari <i>grate cooler</i>	
Kecepatan gas masuk	=	15	m/s
Lebar Inlet cyclone rectangular	=	0,3	m = 31 cm
Diameter saluran gas keluar Cyclone	=	0,6	m = 62 Cm
Diameter Cyclone Tinggi	=	1,2	m = 123 cm
Cyclone setelah Bc pada gas masuk	=	= 0,6	m = 62 cm

Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas	=	2,5	m	=	246	cm
Lebar outlet cyclone rectangular	=	0,2	m	=	15	cm
Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone	=	2,5	m	=	246	cm
Diameter pada saat partikel keluar	=	0,3	m	=	31	cm
Jumlah	=	1	buah			

17. Belt Conveyor (J-235)

Tabel V.39 Belt Conveyor (J-235)

Spesifikasi :	
Nama	= Belt conveyor (J-235)
Fungsi	= Sebagai media transportasi penyaluran CaO dari grate cooler menuju ke bucket elevator
Type	= Troughed belt on countinuous plate
Kapasitas	= 19323,2 kg/jam
Panjang	= 10 m = 394 in
Lebar	= 14 in
Kecepatan putaran	= 100 ft/min = 0,5 m/s
Power motor	= 2 HP

18. Bucket Elevator (J-236)

Tabel V.40 Bucket Elevator (J-236)

Spesifikasi			
Nama	=	Bucket Elevator (J-236)	
Tipe	=	Centrifugal Discharge	
Fungsi	=	Menyalurkan CaO dari belt conveyor (J-235) menuju lime slaker (R-240)	
Kapasitas	=	19,323	tph
Diameter Shaft		Head	= 1 15/16 in
		Tail	= 1 11/16 in
Diameter Purlley		Head	= 20 in
		Tail	= 14 in
Lebar Belt Bucket	=	9	in
Speed	=	69	m/min = 1 m/s
Effisiensi			
Motor	=	80%	
Daya	=	1	HP

19. Lime Slaker (R-240)

Tabel V.41 Lime Slaker (R-240)

Spesifikasi :	
Nama	= Lime slaker(R-240)
Fungsi	= Membentuk Limemilk ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) dengan mereaksikan quicklime (CaO) dengan air (H_2O)
Model	= Vertical Mill Slakers
Kapasitas	= 72,181 ton/jam
Pengelasan	= Double welded butt joint

Bahan	=	Stainless Steel SA-201	Grade B
Jumlah	=	1	buah
P_{design}	=	10,090	psi
Diameter dalam tangki	:	154,4	in = 3,92 m
Diameter luar tangki	:	6,6	in = 0,17 m
Tinggi liq dlm silinder	:	198,7	in = 5,05 m
Tinggi liq dlm tangki	:	224,8	in = 5,71 m
Tinggi silinder	:	231,7	in = 5,88 m
Tinggi tutup atas	:	26,1	in = 0,66 m
Tinggi tutup bawah	:	26,1	in = 0,66 m
Tinggi tangki	:	283,9	in = 7,21 m
Tebal silinder	:	3/16	in = 0,001 m
Tebal tutup atas	:	3/16	in = 0,001 m
Tebal konis	:	3/16	in = 0,001 m
Power	=	23	HP = 17 kW

20. Dewatering Screen (H-241)

Tabel V.42 Dewatering Screen (H-241)

Spesifikasi:			
Nama	:	<i>Dewatering Screen (H-241)</i>	
Fungsi	:	Memisahkan impurities dan <i>ash</i>	
Tipe	:	WGS-14x31	
Kapasitas	:	72,181	ton/jam
Luas screen	:	2400 x 4800	mm
Kecepatan			
Vibrasi	:	25	Hz
Power	:	37	kW

21. Ca(OH)₂ Storage (F-242)

Tabel V.43 Ca(OH)₂ Storage (F-242)

Spesifikasi					
Nama	=	Ca(OH) ₂ Storage (F-242)			
Fungsi	=	Menyimpan lime milk produk dari lime slaker			
Bahan	=	Stainless Steel type 304			
Jumlah	=	1	buah		
Feed Rate	=	68,6	ton/jam		
Kapasitas Tangki	=	79,4	m ³	=	79384 L
Tebal Tangki	=	3/16	meter	=	7,382 in
Tinggi Tangki	=	7,2	meter	=	281,60 in
Diameter Tangki	=	3,9	meter	=	153,21 in
Pengaduk	=	<i>propeller</i>			
Daya Power	=	12	hp		

22. Ca(OH)₂ Pump (L-253)

Tabel V.44 Ca(OH)₂ Pump (L-253)

Spesifikasi :	
Nama	= Pompa (L-253)
Fungsi	= Memompa Lime milk dari lime slaker untuk nantinya di split menuju ke prelimer dan area purification
Suhu Operasi	= 145,620 °C
Tekanan Operasi	= 1 atm
Tipe	= Centrifugal pump
Jumlah	= 2 buah
Bahan	= Stainless steel 304

Feed Rate	=	65.192,458	kg/jam
Diameter pipa	=	0,154	m
Panjang pipa	=	22	m
Head pompa	=	15,925	lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	=	78%	
Efisiensi motor	=	83%	
Power pompa	=	2	hp

V.1.3. Ammonia Absorbtion and Carbonation Section

1. Heater (E-311)

Tabel V.45 Heater (E-311)

Spesifikasi			
Fungsi	=	Menaikan suhu brine sebelum masuk ke kolom Absorber	
Type	=	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Tube	=	OD	= 1 in
		Panjang	= 16 ft
		Pitch	= 1 Triangular
		Jumlah Tube (Nt)	= 232 buah
		Passes	= 2
Shell	=	ID	= 23 in
		Passes	= 1
		Heat transfer surface Area	= 972 ft ²
Jumlah	=	1 unit	

2. FGD Cooler (E-321)

Tabel V.46 FGD Cooler (E-321)

Spesifikasi	
Fungsi	= Menaikan suhu brine sebelum masuk ke kolom Absorber
Type	= <i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tube	= OD = 1 in
	Panjang = 16 ft
	Pitch = 1 Triangular
	Jumlah Tube (Nt) = 430 buah
	Passes = 2
Shell	= ID = 31 in
	Passes = 1
	Heat transfer surface Area = 1801 ft ²
Jumlah	= 1 unit

3. Cooler (E-313)

Tabel V.47 Cooler (E-313)

Spesifikasi	
Fungsi	= Menurunkan suhu Gas dari Prelimer sebelum masuk ke kolom Absorber
Type	= <i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tube	= OD = 1 in
	Panjang = 85 ft
	Pitch = 1 Triangular
	Jumlah Tube (Nt) = 282 buah

	Passes	=	25
Shell	= ID	=	25 in
	Passes	=	1
	Heat transfer surface Area	=	1181 ft ²
Jumlah	=	1 unit	

4. *Ammonia Absorber (D-310)*

Tabel V.48 *Ammonia Absorber (D-310)*

Spesifikasi	
Nama Alat	= Absorber Kolom
Tipe aliran	= Cross Flow
Jumlah Plate	= 50 plate
Active Area	= 167,98 ft ²
Area of Downcommer	= 20,096 ft ²
Hole Area	= 18,086 ft ²
Diameter Sieve tray	= 4,877 m
Hole diameter	= 0,25 in
Jumlah hole	= 53057 Lubang
Panjang weir	= 11,627 ft ²
Tinggi Kolom	= 32 m
Tinggi overflow weirs	= 1,2153 inch

5. Flue Gas Desulphurization (D-320)

Tabel V.49 *Flue Gas Desulphurization (D-320)*

Spesifikasi :	
Tipe Aliran	: Cross Flow
Jenis <i>Packing</i>	: Ceramic Intalox Saddles (38 mm)
Diameter Kolom	: 100 in
Tinggi Kolom	: 527 in
Tebal Silinder Kolom	: 3/8 in
Tebal Tutup	: 1/5 in
Tinggi Tutup Atas	: 17,00 in
Tinggi Tutup Bawah	: 29 in
Kapasitas	: 122.347 kg/h

6. Carbonation column (D-330)

Tabel V.50 *Carbonation column (D-320)*

Spesifikasi	
Nama	= Carbonasi Coloumn (D-330)
Fungsi	= Mengontakkan CO2 dengan NH4OH
Tipe	= Cross Flow
Tinggi Kolom	= 44,256 m
Jumlah tray (N)	= 55 tray
Aktif area (Aa)	= 7,06 m ²
Area of Downcomer (Ad)	= 0,78 m ²
Hole area (Ah)	= 0,71 m ²
Perforated Area (Ap)	= 70,8 ft ²
Diameter Sieve Tray (D)	= 3,2 m
Jumlah Hole (n)	= 22279

Panjang Weir (w)	=	2,3	m
Tinggi Over Flow Weirs (how)	=	0,05	
Hole pitch (Lp)	=	0,68	in

7. *Pre-Limer (R-340)*

Tabel V.51 Pre-Limer (R-340)

Spesifikasi :			
Nama	=	Pre-Limer (R-340)	
Fungsi	=	Mereaksikan NH_4Cl dari hasil filtrasi dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$	
Bahan	=	Stainless Steel type 304, grade S (SA-240)	
Jumlah	=	1	
Feed Rate	=	154,972	ton/jam
Kapasitas Tangki	=	179,834	m^3
Tebal Tangki	=	3/16	m = 7,4 in
Tinggi Tangki	=	9,394	m = 290,6 in
Diameter Tangki	=	5,111	m = 11442 in
Pengaduk	=	<i>Propeller</i>	
Daya Power	=	1	hp

8. NH_3 Tank (F-341)

Tabel V.52 NH_3 Tank (F-341)

Spesifikasi:			
Nama	=	NH_3 Storage (F-341)	
Fungsi	=	Mereaksikan NH_4Cl dari hasil filtrasi dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$	
Bahan	=	Stainless Steel type 304, grade S (SA-240)	
Jumlah	=	1	

Feed Rate	=	24,369	ton/jam		
Kapasitas Tangki	=	2573,085	m ³		
Tebal Tangki	=	0,016	m	=	5/8 in
Panjang Tangki	=	24,567	m	=	967,2 in
Diameter Tangki	=	13,366	m	=	526,2 in

9. Compressor (G-342)

Tabel V.53 Compressor (G-342)

Spesifikasi :					
Nama	=	Compressor (G-342)			
Fungsi	=	Menaikkan tekanan gas keluar dari Pre-Limer			
Tipe	=	<i>Recyprocatng compressor</i>			
Rate volume feed	=	11886,9	kg/jam		
Power	=	1,4	HP		
Jumlah	=	1	buah		

10. Compressor (G-343)

Tabel V.54 Compressor (G-343)

Spesifikasi :					
Nama	=	Compressor (G-343)			
Fungsi	=	Menaikkan tekanan gas keluar dari Pre-Limer			
Tipe	=	<i>Recyprocatng compressor</i>			
Rate volume feed	=	139913,1	kg/jam		
Power	=	19	HP		
Jumlah	=	1	buah		

V.1.4. Calcination Section

1. Rotary Drum Filter (H-410)

Tabel V.55 Rotary Drum Filter (H-410)

Spesifikasi:			
Nama	=	Rotary Drum Filter (H-510)	
Fungsi	=	Memisahkan endapan bikarbonat yang terdapat dalam mother liquor dari kolom karbonasi	
Tipe	=	Rotary Drum Filter	
Jumlah	=	1	buah
Kapasitas	=	0,83	m ³
Luas Filter	=	0,00 m ²	= 20.222 ft ²
Drum Diameter	=	1,7 m	= 1700 mm
Power	=	2050 watt	= 0,268 hp

2. Blower (G-421)

Tabel V.56 Blower (G-421)

Spesifikasi :	
Nama	: Blower (G-421)
Fungsi	: Menghembuskan udara dari luar ke dalam rotary calciner (B-520)
Tipe	: Centrifugal blower
Rate volume feed	= 570571 m ³ /jam
Power	= 29,419 HP
Jumlah	= 8,2278 buah

3. Rotary Calciner (B-420)

Tabel V.57 Rotary Calciner (B-420)

Spesifikasi :			
Nama	:	Rotary Calciner (B-520)	
Fungsi	:	Untuk mendekomposisi NaHCO_3 dan NH_4HCO_3 yang masuk dari rotary drum filter (H-510) dengan udara yang dipanaskan oleh steam Direct-heat rotary	
Tipe	:	dryer	
Jumlah	=	1	buah
Kapasitas	=	64	ton/jam
Inside diameter dryer	=	2,44 m	= 95,9 in
Outside diameter dryer	=	2,44 m	= 95,9 in
Panjang dryer	=	14,6 m	= 575 in
Kecepatan putar dryer	=	2,05 rpm	
Jumlah flight	=	1,95	buah
Tinggi flight	=	0,3 m	= 12 in
Power	=	19,3	hp

4. Cylone Rotary Calciner (H-422)

Tabel V.58 Cylone Rotary Calciner (H-422)

Spesifikasi:			
Nama	=	Cyclone Rotary Calciner (H-522)	
Fungsi	=	Untuk menangkap partikel padat yang terbawa gas p dari rotary calciner	
Kecepatan gas masuk	=	15	m/s
Lebar Inlet cyclone rectangular	=	0,05 m	= 5,7 cm

Diameter saluran gas keluar Cyclone	=	0,11 m	=	11 cm	
Diameter Cyclone	=	0,22 m	=	23 cm	
Tinggi Cyclone setelah Bc pada gas masuk	=	0,11 m	=	11 cm	
Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas	=	0,46 m	=	45	Cm
Lebar outlet cyclone rectangular	=	0,02 m	=	2,8 cm	
Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone	=	0,45 m	=	45 cm	
Diameter pada saat partikel keluar	=	0,05 m	=	5,7 cm	
Jumlah	=	1 buah			

5. *Belt Conveyor (J-423)*

Tabel V.59 *Belt Conveyor (J-423)*

Spesifikasi :					
Nama	=	Belt conveyor (J-523)			
Fungsi	=	Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke crusher			
		Troughed belt on countinuous			
Type	=	plate			
Kapasitas	=	24.015,41		Kg/jam	

Panjang	=	5	m	=	197	in
Lebar	=	14	in			
Kecepatan putaran	=	100	ft/min	=	0,5	m/s
Power motor	=	2,55	HP			
Jumlah	=	1	buah			

6. Belt Conveyor (J-424)

Tabel V.60 Belt Conveyor (J-424)

Spesifikasi :						
Nama	=	Belt conveyor (J-523)				
Fungsi	=	Menyalurkan Na ₂ CO ₃ dari belt conveyor (J-423) menuju ball mill (C-430)				
Type	=	Troughed belt on countinuous plate				
Kapasitas	=	24.015,41	Kg/jam			
Panjang	=	5	m	=	197	in
Lebar	=	14	in			
Kecepatan putaran	=	100	ft/min	=	0,5	m/s
Power motor	=	2,55	HP			
Jumlah	=	1	buah			

7. Ball Mill Na₂CO₃(C-430)

Tabel V.61 Ball Mill Na₂CO₃(C-430)

Spesifikasi:						
Nama	=	Ball Mill Na ₂ CO ₃ (C-430)				
Tipe	=	Continuous Ball Mills No.48				
Model	=	No.48 sieve				
Kapasitas maksimal	=	Ton/jam				
Power	=	5	hp			

Mill speed	=	21	rpm
Ball charge	=	20,20	Ton
Size	=	8 x 6	ft

8. *Vibrating Screen (H-431)*

Tabel V.62 *Vibrating Screen (H-431)*

Spesifikasi:	
Nama	: Vibrating Screen (H-431)
Fungsi	: Menyeragamkan ukuran Na ₂ CO ₃ menjadi ukuran 0,074 mm (200 mesh)
Type	: High speed vibrating screen
Kapasitas	: 25 ton/jam
Ukuran	: 200 mesh
Kecepatan Vibrasi	: 1450 rpm
Luas total	: 45,6 m ²
Power	: 54,6 HP
Material	: Carbon steel

9. *Bucket Elevator (J-432)*

Tabel V.63 *Bucket Elevator (J-432)*

Spesifikasi:	
Nama	= Bucket Elevator (J-432)
Tipe	= Centrifugal Discharge
Fungsi	= Menyalurkan product Na ₂ CO ₃ sebelum masuk dan disimpan didalam silo
Kapasitas	= 24 tph
Diameter Shaft	= Head = 1,94 in
	= Tail = 1,69 in

Diameter Purlley	=	Head	=	20 in
		Tail	=	14 In
Lebar Belt	=	9 in		
Bucket Speed	=	69 m/min	=	1,1 m/s
Effisiensi				
Motor	=	0,8		
Daya	=	4,7 HP		

10. Silo Na₂CO₃ (F-433)

Tabel V.64 Silo Na₂CO₃ (F-433)

Spesifikasi :	
Nama	= Silo Na ₂ CO ₃ (F-433)
Fungsi	= Digunakan untuk tempat menyimpan product Na ₂ CO ₃ sebelum dikemas
Kapasitas	= 1200,519 m ³
Waktu tinggal	= 1 hari
Tinggi silo	= 13 m
Diameter silo	= 15 m
Tebal silo	= 3/16 in
Tebal tutup atas	= 3/16 in
Tebal tutup silo	= 1/4 in
Bahan kontruksi	= Carbon steel

V.2. Harga Peralatan

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan asumsi telah dilakukan perjanjian mengenai pengadaan peralatan yang akan dimulai pada tahun 2019 akan dibeli dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani.

Harga peralatan pada setiap tahun dapat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Namun harga perlatan pada

masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Marshall and Swift. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun ke-}} \times \text{Harga alat tahun ke-}$$

Tabel V.65 *Swift Equipment Cost Index (Chemical Engineering Plant Cost Index)*

Tahun	Annual Index
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
2017	562,1

Dengan metode Least Square Peters & Timmerhaus 4th edition hal. 760, dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2019. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y = a + b(x - x')$$

Keterangan : a : \bar{y} harga rata-rata y

$$b : \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} \text{ slope garis Least Square}$$

Data	Tahun (x)	Index (y)	x ²	y ²	xy
1	2002	395,60	4.008.004	156.499,36	791.991,20
2	2003	402,00	4.012.009	161.604,00	805.206,00
3	2004	444,20	4.016.016	197.313,64	890.176,80
4	2005	468,20	4.020.025	219.211,24	938.741,00
5	2006	499,60	4.024.036	249.600,16	1.002.197,60
6	2007	525,40	4.028.049	276.045,16	1.054.477,80
7	2008	575,40	4.032.064	331.085,16	1.155.403,20
8	2009	521,90	4.036.081	272.379,61	1.048.497,10
9	2010	550,80	4.040.100	303.380,64	1.107.108,00
10	2011	585,70	4.044.121	343.044,49	1.177.842,70
11	2012	584,60	4.048.144	341.757,16	1.176.215,20
12	2013	567,30	4.052.169	321.829,29	1.141.974,90
13	2014	576,10	4.056.196	331.891,21	1.160.265,40
14	2015	556,80	4.060.225	310.026,24	1.121.952,00
15	2016	541,70	4.064.256	293.438,89	1.092.067,20
16	2017	567,50	4.068.289	322.056,25	1.144.647,50
Σ	32152	8.362,80	64.609.784	4.431.162,50	16.808.763,60

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 522,7$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$= \frac{3717}{340} = 10,932$$

$$\sum(\bar{x}-x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 64609784,0 - \frac{1033751104}{16} = 340$$

$$y = 522,7 + 10,932 (x - 2009,5)$$

$$y = 10,932x - 21445,89$$

Untuk x = 2018 maka y = 615,6

Untuk x = 2019 maka y = 626,5

Jadi cost index pada tahun 2019= 626,5

V.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan Harga Peralatan

1. Raw Salt Storage

Kode Alat : F-111

Jumlah : 1 unit

Harga tahun 2018 : \$ 300

Harga tahun 2019 : $\frac{\text{indeks tahun 2019}}{\text{indeks tahun 2018}} \times \text{harga tahun 2018}$

$$= \frac{625,5}{615,6} \times \$ 300$$

$$= \text{USD } 305$$

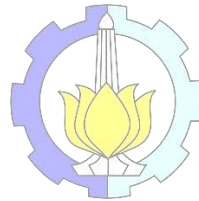
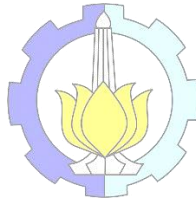
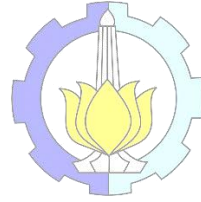
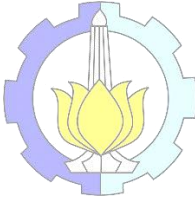
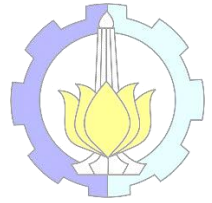
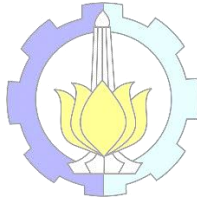
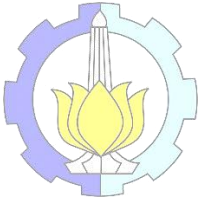
Tabel D.2 Perkiraan Harga Alat					
Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (US\$)		Total
			2018	2019	
F-111	Raw Salt Storage	1	300,00	305,33	305,33
J-112	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	42,75
C-110	Roll Crusher	1	7.800,00	7.938,52	7.938,52
H-113	Bag Filter	1	3.573,00	3.636,45	3.636,45
H-114	Vibrating Screen	1	833,00	847,79	847,79

J-115	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	42,75
J-116	Bucket Elevator	1	1.073,00	1.092,06	1.092,06
M-120	Salt Dissolver Tank	1	12.400,00	12.620,21	12.620,21
L-121	Salt Dissolver Pump	2	200,00	203,55	407,10
M-130	Na ₂ CO ₃ Tank	1	1.882,00	1.915,42	1.915,42
L-131	Na ₂ CO ₃ Pump	2	200,00	203,55	407,10
M-140	Ca(OH) ₂ Tank	1	1.248,00	1.270,16	1.270,16
L-141	Ca(OH) ₂ Pump	2	200,00	203,55	407,10
R-150	Brine Reactor	1	25.400,00	25.851,07	25.851,07
L-151	Brine Reactor Pump	2	200,00	203,55	407,10
M-160	P.A.M Tank	1	1.015,00	1.033,03	1.033,03
L-161	P.A.M Pump	2	200,00	203,55	407,10
H-170	Clafier Tank	1	24.000,00	24.426,21	24.426,21
L-171	Clafier Pump	2	200,00	203,55	407,10
F-172	Brine Storage	1	500,00	508,88	508,88
L-173	Brine Storage Pump	2	200,00	203,55	407,10
F-211	Limestone Storage	1	6.625,00	6.742,65	6.742,65
J-212	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	1.795,33
C-210	Jaw Crusher	1	10.447,00	10.632,53	10.632,53
H-213	Bag Filter	1	3.573,00	3.636,45	3.636,45
H-214	Vibrating Screen	1	909,00	925,14	925,14
J-215	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	42,75
F-221	Coal Storage	1	300,00	305,33	305,33
J-222	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	42,75
C-220	Coal Mill	1	3.312,00	3.370,82	3.370,82

H-223	Vibrating Screen	1	3.838,00	3.906,16	3.906,16
J-224	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	427,46
G-231	Blower Batubara	6	1.900,00	1.933,74	11.602,45
B-230	Rotary Kiln	1	85.337,00	86.852,49	86.852,49
H-232	Cyclone RK	1	4.800,00	4.885,24	4.885,24
E-233	Grate Cooler	1	22.844,00	23.249,68	23.249,68
H-234	Cyclone Cooler	1	4.835,00	4.920,86	4.920,86
J-235	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	427,46
J-236	Bucket Elevator	1	1.073,00	1.092,06	1.092,06
R-240	Lime Slaker	1	1.499,00	1.525,62	1.525,62
H-241	Dewatering Screen	1	8.000,00	8.142,07	8.142,07
F-242	Ca(OH) ₂ Storage	1	1.810,00	1.842,14	1.842,14
L-253	Ca(OH) ₂ Pump	2	200,00	203,55	407,10
E-311	HE	1	300,00	305,33	305,33
E-313	Cooler	1	300,00	305,33	305,33
D-310	Absorber	1	80.000,00	81.420,71	81.420,71
L-312	Absorber Pump	4	200,00	203,55	814,21
D-320	FGD	1	4.500,00	4.579,91	4.579,91
E-321	HE	1	300,00	305,33	305,33
E-322	Cooler	1	300,00	305,33	305,33
D-330	Carbonation	1	80.000,00	81.420,71	81.420,71
F-341	NH ₃ Tank	5	12.570,00	12.793,23	63.966,14
R-340	Pre Limer	1	16.850,00	17.149,24	17.149,24
H-410	Rotary Drum Filter	1	4.500,00	4.579,91	4.579,91
G-421	Blower	8	1.900,00	1.933,74	15.469,93
B-420	Rotary Calciner	1	84.524,00	86.025,05	86.025,05
H-422	Cyclone	1	21.900,00	22.288,92	22.288,92

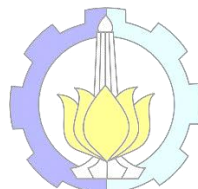
J-423	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	213,73
J-424	Belt Conveyor	1	42,00	42,75	427,46
C-430	Ball Mill	1	11.600,00	11.806,00	11.806,00
H-431	Vibrating Screen	2	12.600,00	12.823,76	25.647,52
J-432	Bucket Elevator	1	1.171,00	1.191,80	1.191,80
F-433	Na ₂ CO ₃ Silo	1	13.452,00	13.690,89	13.690,89
Total (US\$)					3.811.875,86

Maka harga peralatan proses pada tahun 2019 adalah
Tahun 2019 = USD 3.811.875,86
= Rp. 56.816.009.701,21



BAB VI

ANALISA EKONOMI



BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu tolok ukur yang digunakan untuk mengetahui kelayakan dalam pendirian suatu pabrik. Penentuan kelayakan pendirian suatu pabrik ditinjau dari segi ekonomi dapat diperhitungkan dengan menggunakan beberapa parameter ekonomi antara lain POT (Pay Out Time), NPV (Net Present Value), BEP (Break Even Point) dan Analisa kepekaan (sensitifitas).

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat) direncanakan sebagai Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Pemilihan bentuk perusahaan sebagai Perseroan Terbatas (PT) didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan berikut :

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman melalui bank.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh salah seorang pemegang saham, direksi atau karyawan

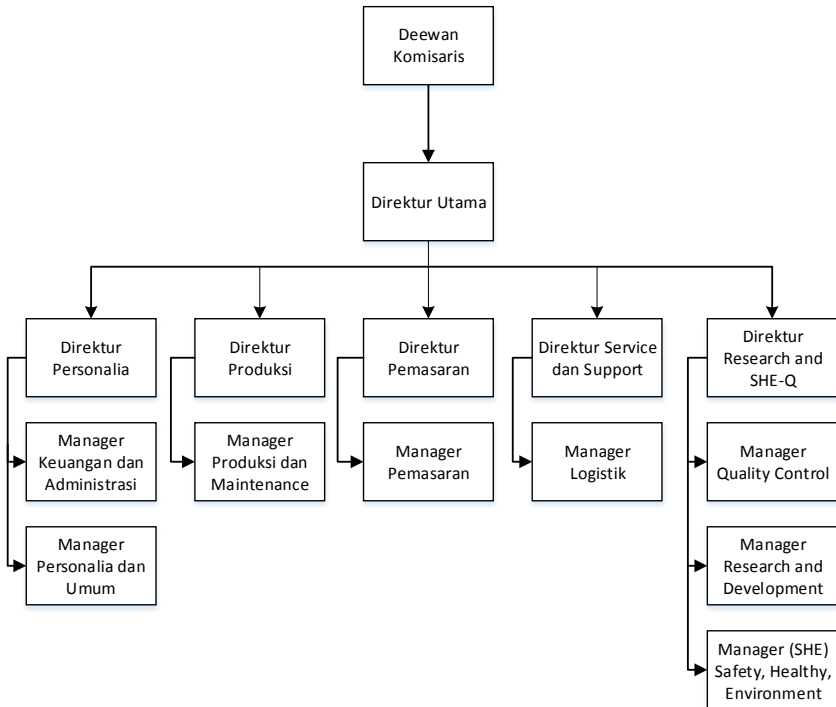
VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan

Struktur organisasi perusahaan dalam pra desain pabrik ini direncanakan berupa sistem garis dan staf, sistem ini

merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Pertimbangan dalam pemakaian sistem ini adalah sebagai berikut :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan perusahaan.
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 memberikan nasihat dan saran kepada direktur.

Bagan struktur organisasi diberikan pada **Gambar VI.1** di bawah ini.



Gambar VI.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat)

Terdapat dua komponen utama dalam sistem organisasi garis dan staf , yaitu :

- Pimpinan
 - Tugas pimpinan secara garis besar adalah :
 - a) Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staf.
 - b) Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.

- c) Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
 - d) Melaporkan kepada direksi tentang hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
 - e) Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.
- Staf (Pembantu Pimpinan)

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staf merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

Macam-macam staff antara lain :

- a) Staf Koordinasi
Biasanya disebut staf umum, yaitu kelompok staf yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.
- b) Staf Teknik
Biasanya disebut staf khusus, yaitu kelompok staf yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.
- c) Staf Ahli
Staf ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.3. Pembagian Tugas Pekerjaan

Pembagian tugas adalah urutan tentang tata kerja yang diberikan kepada setiap karyawan dengan tujuan agar setiap karyawan mengetahui tugasnya masing-masing dan bertanggung jawab atas tugasnya tersebut, sehingga dengan adanya pembagian tugas yang jelas, dapat dihindari adanya pemborosan tenaga kerja

dan penempatan karyawan sesuai dengan keahliannya mudah dilaksanakan.

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

Tugas dan wewenang pemegang saham :

- Memilih, mengangkat dan memberhentikan pimpinan perusahaan.
- Mengesahkan rencana kerja, rencana dan perhitungan laba rugi dalam setahun
- Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
- Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

2. Dewan Komisaris

Merupakan wakil dari pemegang saham dan juga pemilik saham perusahaan. Semua keputusan ditentukan oleh rapat persero, dan biasanya yang menjadi ketua rapat adalah dewan komisaris. Dewan komisaris adalah ketua dari pemegang saham dan dipilih dari rapat umum pemegang saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris :

- Memilih direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan
- Menyetujui atau menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama
- Mengadakan evaluasi mengenai hasil yang diperoleh oleh perusahaan
- Memberi masukan kepada direktur tentang perubahan-perubahan yang akan dilakukan pada perusahaan

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah orang yang dipilih dewan komisaris untuk memimpin perusahaan dan bertanggung jawab atas kelangsungan perusahaan.

Tugas dan wewenang direktur utama :

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan baik kedalam maupun keluar
- Mengawasi jalannya perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, maintenance peralatan, inspeksi peralatan dalam proses produksi, dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Maintenance yang membawahi staf di bagiannya.

Tugas dan kewajiban Manager produksi dan maintenance :

- Bertanggung jawab atas kelancaran dan pengawasan produksi
- Bertanggung jawab apabila terjadi kesalahan dalam proses produksi (pengambil keputusan ketika terdapat masalah dalam proses)
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi
- Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan, pengawasan serta peralatan pabrik
- Melakukan inspeksi peralatan secara berkala
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi
- 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
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian maintenance.

5. Direktur Personalia

Direktur Personalia dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan Internal Perusahaan antara lain hal keuangan dan pembukuan perusahaan, sistem administrasi, dan kepegawaian. Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal. Dalam hal ini Manager Keuangan dibantu oleh Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas dan kewajiban Manager Keuangan dan Manager Administrasi:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Internal
- Mengatur dan mengawasi pemasaran produksi dan pembelian bahan baku
- Membuat sistem pengarsipan data-data perusahaan

Tugas dan kewajiban Manager Personalia dan Umum:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia.

6. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager Pemasaran.

Tugas dan Kewajiban Manager Pemasaran

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.

7. Direktur Service and Support

Direktur Service and Support dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan usaha pelayan jasa, pengadaan logistik, serta usaha-usaha berbasis teknologi yang mendukung sistem kerja perusahaan. Dalam hal ini Direktur Service and Support dibantu oleh Manager Logistik yang membawahi staf di bagiannya.

Tugas dan kewajiban Manager Logistik:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.
- Melakukan pengecekan terhadap keperluan di perusahaan dan memberikan fasilitas terbaik dari perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Service and Support.

8. Direktur Research and SHE-Q

Direktur Research and SHE-Q dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan pengembangan produk, keamanan, kesehatan, pencemaran, serta quality control. Dalam hal ini Direktur Research and SHE-Q dibantu oleh Manager Research and Development, Manager SHE, dan Manager Quality Control yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas dan kewajiban Manager Quality Control;

- Bagian QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian quality.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Research and SHE-Q

Tugas dan kewajiban Manager SHE

- Bertanggung jawab atas keselamatan yang berhubungan dengan pengoperasian, perencanaan, pengawasan, dan pemeliharaan, serta keselamatan karyawan.

Tugas dan kewajiban Manager Research and Development

- Bertanggung jawab atas pengembangan produk melalui pengembangan proses produksi maupun cara-cara terbaru yang dapat diaplikasikan ke dalam perusahaan.

VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk terselenggaranya pabrik Soda ash (Natrium karbonat) dapat diuraikan sebagai berikut :

Penentuan jumlah karyawan operasional

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 185000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 185000 \text{ ton} / 330 \text{ hari} \\
 &= 560,61 \text{ ton/hari}
 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa untuk kondisi *Large Equipment Highly Automoted* dengan kapasitas produksi dalam satu hari berkisar 560 ton/hari, maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{Operating Labor} &= 53 \text{ pekerja-jam/hari.proses} \times 4 \\
 &\text{tahapan proses} \\
 &= 212 \text{ pekerja-jam/hari}
 \end{aligned}$$

Untuk satu shift selama 8 jam, maka untuk 4 kelompok :

$$\begin{aligned}
 \text{Karyawan proses dan QC} &= (212/8) \times 4 \\
 &= 27 \text{ orang/shift}
 \end{aligned}$$

Tabel VI.1 Daftar Gaji dan Karyawan Perusahaan

No	Jabatan		Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
			(Rp)		(Rp)
1	Dewan Komisaris		15.000.000,00	1	15.000.000,00
2	Direktur Utama		18.000.000,00	1	18.000.000,00
3	Direktur Pemasaran		13.000.000,00	1	13.000.000,00
4	Direktur Produksi		13.000.000,00	1	13.000.000,00
5	Direktur Personalia		13.000.000,00	1	13.000.000,00
6	Direktur Service and Support		13.000.000,00	1	13.000.000,00
7	Direktur Research and SHE-Q		13.000.000,00	1	13.000.000,00
9	Sekretaris Direktur		5.000.000,00	5	25.000.000,00
10	Manajer				
	a.	Pemasaran	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	b.	Produksi dan Maintenance	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	c	Keuangan dan Administrasi	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	d	Personalia dan Umum	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	e.	Logistik	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	f.	QC	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	g	Research and Development	5.000.000,00	1	5.000.000,00
	h.	Safety, Healthy and Environment	5.000.000,00	1	5.000.000,00
11	<i>Supervisor</i>				
	a.	Pemasaran	4.500.000,00	2	9.000.000,00

	b.	Produksi dan Maintenance	4.500.000,00	8	36.000.000,00
	c.	Keuangan dan Administrasi	4.500.000,00	2	9.000.000,00
	d.	Personalia dan Umum	4.500.000,00	2	9.000.000,00
	e.	Logistik	4.500.000,00	2	9.000.000,00
	f.	QC	4.500.000,00	8	36.000.000,00
	g.	Research and Development	4.500.000,00	2	9.000.000,00
	h.	Safety, Healthy and Environment	4.500.000,00	2	9.000.000,00
12	Staff				
	a.	Pemasaran	3.800.000,00	6	22.800.000,00
	b.	Produksi dan Maintenance	3.800.000,00	96	364.800.000,00
	c.	Keuangan dan Administrasi	3.800.000,00	10	38.000.000,00
	d.	Personalia dan Umum	3.800.000,00	6	22.800.000,00
	e.	Logistik	3.800.000,00	6	22.800.000,00
	f.	QC	3.800.000,00	36	136.800.000,00
	g.	Research and Development	3.800.000,00	8	30.400.000,00
	h.	Safety, Healthy and Environment	3.800.000,00	8	30.400.000,00
13	Sales		2.100.000,00	10	21.000.000,00
14	Supir		2.000.000,00	6	12.000.000,00
15	Satpam		2.000.000,00	6	12.000.000,00

16	Karyawan Tidak Tetap	2.000.000,00	20	40.000.000,00
TOTAL			266	1.042.800.000,00

VI.1.4 Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

Adapun jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja antara lain :

- a. Dewan komisaris: Pasca Sarjana Teknik
- b. Direksi : Pasca Sarjana Teknik
- c. Direktur : Sarjana Teknik
- d. Manager
 - Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - Umum : Sarjana Administrasi/Ekonomi
 - SDM : Sarjana Psikologi/Sospol
 - Keuangan : Sarjana Ekonomi
- e. *Supervisor* : Sarjana Teknik / Ekonomi (sesuai bidangnya)
- f. Karyawan : SMP, SMA, D3 dan S1

VI.1.5 Status Karyawan dan Sistem Upah

Sistem upah yang diberikan kepada karyawan tidak sama antara perusahaan satu dengan yang lainnya. Pada perusahaan ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta besarnya kedudukan dan tanggung jawab dan keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

- 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 atas pengajuan kepala yang membawahinya. Pembayaran upah berdasarkan 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 pabrik membutuhkan). Mereka bekerja berdasarkan nota persetujuan kepala yang membawahinya, atas permintaan kepala bagian yang membutuhkan.

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah :

a. Gaji bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan bulanan tetap yang sesuai dengan bidang, kedudukan serta keahliannya masing-masing.

b. Gaji harian

Gaji harian diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap hari Sabtu.

c. Gaji borongan

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan.

VI.1.6 Sistem Kerja

Pabrik Soda Ash direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus-menerus selama 24 jam para karyawan diberikan jadwal bergilir (*shift*). Untuk ini jam kerja dibagi dalam tiga waktu kerja dimana tiap shift dibagi masing-masing 8 jam. Distribusi jam kerja diatur sebagai berikut :

Shift I (pagi)	:	06.00 – 14.00
Shift II (siang)	:	14.00 – 22.00

Shift III (malam) : 22.00 – 06.00

Penggantian shift dilakukan dengan sistem 222 (2 hari malam, 2 hari pagi, 2 hari sore dan 1 hari libur). Setiap hari kerja terdapat satu grup yang libur seperti diperlihatkan pada **Gambar VI.2** berikut:

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Gambar VI.2 Bagan Pembagian Shift pada Sistem 2-2-2

Untuk pekerjaan yang tidak memerlukan pengawasan terus-menerus (*non-shift*) pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut :

Senin s/d Kamis : 07.00 – 12.00 - 13.00 – 16.30
Jumat : 07.00 – 11.30 - 13.00 – 16.00
Sabtu : 07.00 – 12.00

Jaminan Sosial

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan meliputi :

- a. Tunjangan
 - Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang dilakukan
 - Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja diluar jam kerja (khusus untuk tenaga kerja shift)
- b. Fasilitas
 - Disediakan kendaraan Dinas berupa :
 - Kendaraan roda empat bagi Direktur dan Kepala bagian

- Disediakan kendaraan antar jemput bagi kepala seksi dan karyawan bawahannya, atau diganti dengan uang transport yang sesuai
 - Setiap karyawan diberi dua pasang pakaian kerja, perlengkapan penunjang keselamatan kerja yang sesuai dengan bidang yang ditanganinya
- c. Pengobatan
- Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan
 - Untuk pengobatan berat diberikan penggantian ongkos sebesar 50 % secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotek yang bersangkutan yang ditentukan oleh perusahaan
 - Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya
- d. Cuti
- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya
 - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
 - Cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita
 - Cuti untuk keperluan dinas atau perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu

Macam Absensi

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

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

Cuti hamil bagi karyawan wanita satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan.

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik *soda abu* ini meliputi :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar
4. Unit Penyediaan *steam*
5. Unit pemadam kebakaran

VI.2.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai-sungai besar yang berada di lokasi tempat pabrik didirikan, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah terlebih dahulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran proses operasi. Air pada pabrik ini berfungsi sebagai air sanitasi, pelarut zat P.A.M sebagai *flokulant* , dan sebagai air pendingin proses. Selain itu air digunakan sebagai air umpan boiler pada unit penyedia steam, steam nantinya digunakan sebagai media pemanas pabrik soda ash pada *heater*.

- **Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik, baik untuk cuci, mandi, masak laboratorium, maupun perkantoran. Oleh karena air ini berhubungan dengan kesehatan maka air sanitasi harus memenuhi standart air bersih, seperti tidak berwarna, tidak berbau, suhu dibawah suhu udara, kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 ppm, tidak mengandung kuman dan $\text{pH} = 6,5 - 8,6$.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut maka setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan seperti kaporit.

- Air pendingin, pelarut dan umpan boiler pada unit penyedia *steam*

Untuk air pendingin air yang digunakan harus berupa air murni. Akan tetapi pada kenyataannya air yang diperoleh dari alam tidak dalam keadaan murni sehingga air tersebut masih perlu diolah lebih lanjut karena banyak mengandung zat – zat yang tersuspensi dan zat – zat yang terlarut seperti garam-garam bikarbonat, lumpur dan lumut yang bisa menyebabkan terjadinya kerak, endapan, berbagai jenis korosi, *foaming* dan *carry over*.

- ✓ Pembentukan kerak dan endapan

Kerak dan endapan dapat terjadi pada dinding-dinding ataupun pipa-pipa boiler. Hal ini disebabkan karena menurunnya daya larut garam-garam pada suhu tinggi. kerak dan endapan ini bisa menyebabkan terjadinya pemanasan berlebih pada dinding boiler sehingga dapat merusaknya. Selain itu juga dapat menyebabkan penyumbatan pada pipa-pipa penukar panas.

- ✓ Terjadinya korosi

Korosi pada boiler biasanya disebabkan oleh :

1. pH rendah (asam)
2. garam-garam seperti $MgCl_2$, $FeSO_4$ dengan kadar tinggi

VI.2.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Pemenuhan kebutuhan tenaga listrik berasal dari PLN dan generator sendiri. Listrik dari PLN sebagian besar digunakan untuk non- proses seperti penerangan jalan dan kantor. Generator yang dipakai adalah diesel engineer yang berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Pemenuhan kebutuhan listrik melalui penyedia listrik PLN Muara Enim.

VI.2.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Pada pabrik soda ash ini menggunakan batu bara (*coal*) yang berasal dari Kaltim Prima Coal (KPC) di mana fungsi dari batu bara akan digunakan dalam pembakaran bahan baku Kapur (CaCO_3) yang menghasilkan gas CO_2 dan solid CaO . Gas CO_2 dan solid CaO ini nantinya akan digunakan dalam proses produksi soda ash (natrium karbonat).

VI.2.4 Unit Penyediaan Steam

Unit ini harus menyediakan maupun memanaskan ulang *steam* sehingga siap untuk digunakan sebagai pemanas *heater* pada pabrik soda abu

VI.2.5 Unit Pemadam Kebakaran

Untuk mengantisipasi adanya kebakaran, pabrik ini menggunakan air sungai dan foam.

VI.3 ANALISA EKONOMI

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik soda abu ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 12 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 10 % setiap tahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 10 % 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% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 78 bulan (6,5 tahun);

VI.3.2 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D diperoleh harga $i = 44\%$. Harga i yang diperoleh ini lebih besar daripada harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu sebesar 12% per tahun. Sehingga dengan harga $i = 44\%$ ini, menunjukkan bahwa pabrik sodium karbonat dengan menggunakan proses Solvay ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12% per tahun (data Bank BCA 2015).

VI.3.3 Net Present Value (NPV)

NPV adalah selisih antara present value dari investasi dengan nilai sekarang dari penerimaan-penerimaan kas bersih di masa yang akan datang. Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D didapatkan bahwa nilai NPV sebesar Rp635.322.486.345,18. Harga NPV yang diperoleh positif ($NPV > 0$), hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak untuk dilaksanakan.

VI.3.4 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

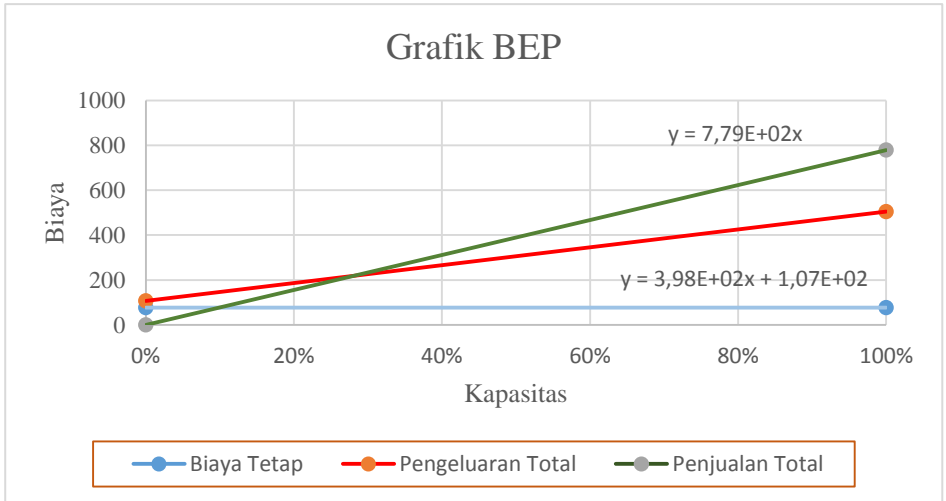
Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal pabrik soda ash ini adalah 2,551 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena nilai POT yang didapatkan lebih kecil daripada perkiraan usia pabrik, yakni 10 tahun.

VI.3.5 Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

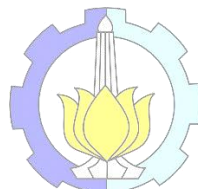
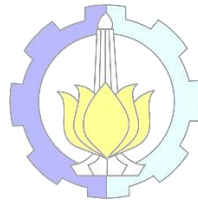
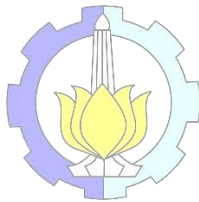
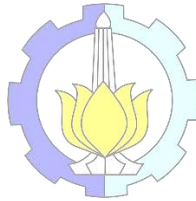
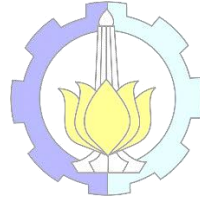
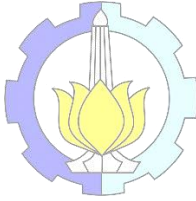
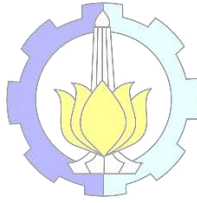
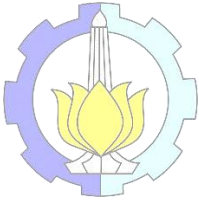
Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan nilai titik impas ($BEP = 28,084\%$).

Tabel VI.2 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1.	<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	Rp	311.087.252.038,64
2.	<i>Interest</i>	% per tahun	12
3.	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	%	44
4.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	tahun	2,551
5.	<i>Break Even Point (BEP)</i>	%	28,084
6.	Harga CaCl ₂	Rp/Kg	1.000,00
7.	Harga Jual Natrium Karbonat	Rp/ton	2.300,00
8.	<i>Project Life</i>	Tahun	10
9.	Waktu Konstruksi	Tahun	2
10.	Operasi Per Tahun	Hari per tahun	330



Gambar VI.3 Gambar Break-even point



BAB VII

KESIMPULAN

BAB VII KESIMPULAN

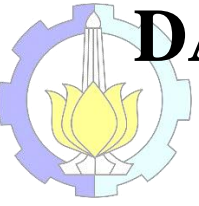
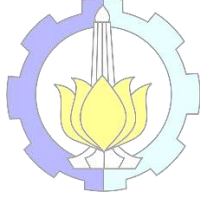
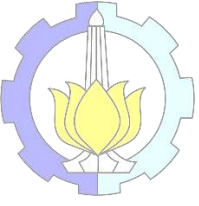
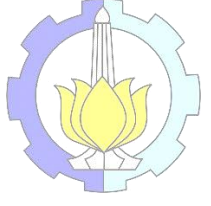
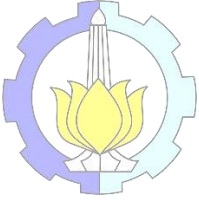
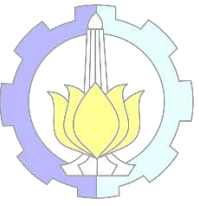
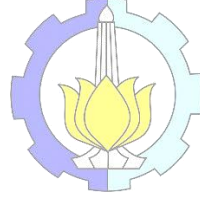
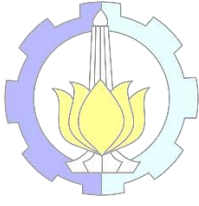
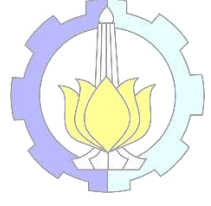
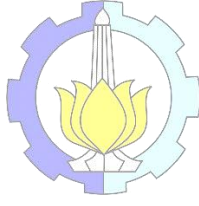
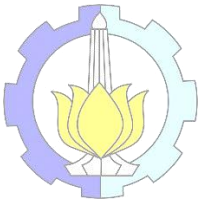
Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : 24 jam/hari selama 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 185.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
 - a. Batu Kapur : 248.330,5766 ton/tahun
 - b. Garam Rakyat : 339.427.440 ton/tahun
 - c. Flokulan : 11,029 ton/tahun
 - d. Batubara : 103.694.896,80 ton/tahun
4. Lokasi Pendirian Pabrik : Arosbaya, Madura
5. Analisa Ekonomi
 - a. Pemodalanan

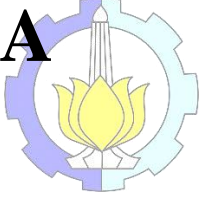
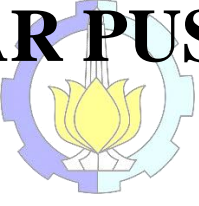
Modal Tetap (FCI)	: Rp 227.832.198.901,84
Modal Kerja (WCI)	: Rp 83.255.053.136,79
Modal Total (TCI)	: Rp 311.087.252.038,64
Biaya Produksi per Tahun (TPC)	: Rp 520.222.811.862,95
Hasil Penjualan Pertahun	: Rp. 779.313.459.540,00
 - b. Rentabilitas

Masa Konstruksi	: 2 tahun
Bunga Bank	: 12 %
Laju Inflansi	: 4,36%
IRR	: 44 %
NPV	: Rp 635.322.486.345,18
Pay out time	: 2,551 tahun
Break even point	: 28,084 %

Dari uraian diatas, secara teknis dan ekonomi, pabrik ini layak didirikan.



DAFTAR PUSTAKA



DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Lloyd E. and Edwin H. Young. 1995 *"Process Equipment Design"*, John Wiley & Sons, New York.
- Coulson, J. M, J. F. Richardson, & R. K. Sinnott. 1983. *"Chemical Engineering, Vol. 6"*. Pergamon Press : New York
- Dankckwerts, P.V., 1970, *"Gas-Liquid Reaction"*, Mc Graw-Hill book Company : New York.
- Duda, Walter H. *Cement Data Book 3rd Edition*. Bauverlag Gmbh : Berlin
- Geankoplis, Christie J. 1997, *"Transport Processes and Unit Operations"*, 3rd edition, Prentice-Hall of India : New Delhi.
- Himmelblau, D.M . 1989 . *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 5^{ed}* . Prentice-Hall International : Singapore.
- Hassibi, Mohamad. 2009. *"A Review Of Lime Slakers And Their Advantages and Disadvantages"* Chemco Scystem
- Kern, Donald Q., 1965, *"Process Heat Transfer"*, International Edition, McGraw-Hill Book Company : Tokyo.
- Kirk R.E. and Othmer, D.F., 1993, *"Encyclopedia of Chemical Technology"*, vol.5, fourth edition, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co., New York.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. . ITS Press: Surabaya
- Mc.Ketta. 1978, *"Encyclopedia of Chemical Processing Design"*, Vol 5, merchel Dekker Inc, New York
- Perry, Robert H. and Don Green. 1997 *"Perry's Chemical Engineers' Handbook"*, 7th edition, McGraw-Hill Book Company: New York.
- Perry, Robert H. and Don Green. 2008 *"Perry's Chemical Engineers' Handbook"*, 8th edition, McGraw-Hill Book Company: New York.

- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, and Ronald E. West. 2003
“Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 5th edition, McGraw-Hill Book
 Company: Boston.
- Silla, Harry, 2003. *“Chemical Process Engineering Design and Economics”*, Marcel Dekker, Inc: New York.
- Ullmann. 2003 *“Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”*, 6th Edition, Vol. 33, Wiley-VCH.
- Ulrich, Gael D.1984, *”A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic”*, John Wiley & Sons: Canada.
- Van Ness, Smith, 2001. *“Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”*, 6th edition, International edition, McGraw Hill Inc: Singapore.
- Wagialla, K.M., Al-Mutaz, I.S., El-Dahshan, M.E. 1992. The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf. *International Journal of Production Economics* 27, pp. 145-153.
- Wallas, SM. 1998. *Chemical Process Equipment : Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann
- W.L. Faith, Donald B. Keyes, Ronald L. Clark. 1966 *Industrial chemicals*. William Lawrence Faith Published, Wiley (New York).
- <http://bangkalankab.bps.go.id/linkTabelStatis/view/id/209>
“Volume Galian C menurut Wilayah dan Jenisnya”
 Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 14.23 WIB
- <http://bappeda.jatimprov.go.id/bappeda/> *“Potensi Pabupaten Bangkalan-2013.pdf”*. Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 13.56 WIB
- <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/mcs/2018/mcs2018.pdf>
“Mineral Comodity Summaries 2015” USGS Data.
 Diakses pada tanggal 13 November 2018 pukul 15.32 WIB.
- http://www.alibaba.com/product-detail/calcium-chloride_60384116482.h *“Calcium Chloride - Buy*

- CaCl₂*” diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 09.21 WIB
- http://www.alibaba.com/product-detail/Soda-Ash-99-2-Light-Dense-_549011063.html?spm=a2700.7724838.30.20.7OTrr2&s=p ”Soda Ash 99,2%”
Diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 09.13 WIB
- <http://www.advantageengineering.com/fyi/262/pdf/advantageFYI262.pdf> “*Cooling Tower*”. Diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 02.19 WIB
- <http://www.bazakas.gr/dat/D480188D/%5B%5Dfile.pdf> “*Price List 43*”. Diakses pada tanggal 03 Januari 2019 pukul 15.46 WIB
- <http://www.bps.go.id/index.php/linkTabelStatis/1799> “*Volume Produksi Pertambangan Bahan Galian Menurut Jenis Komoditas (m3), 2011–2014*” Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 13.16 WIB
- http://www.chemeng.queensu.ca/courses/CHEE332/files/CEPCI_2014.pdf “*Economic Indicator*” Diakses pada tanggal 12 Desember 2018 Pukul 14.44 WIB
- <http://www.denvermineral.com/Pdfs/DSMScreen.pdf> “*Static Sieve Bend*” Diakses Pada tanggal 01 Januari 2019 pukul 1.27 WIB
- <http://www.genchem.com/pdf/sodaashtech.pdf> “Soda Ash Technology by General Chemical Industrial Project” Diakses pada tanggal 09 Oktober 2108 Pukul 14.07 WIB
- <http://www.kemenperin.go.id/artikel/6224/Mengatasi-Lahan-dan-Kualitas> “Kadar NaCl untuk Garam Industri” Diakses pada tanggal 01 Oktober 2018 pukul 15.14 WIB
- <http://www.menlh.go.id/laporan-inventarisasi-gas-rumah-kaca-2014/> “*Laporan Inventarisasi gas Rumah Kaca 2014.pdf.*” Diakses pada tanggal 02 Oktober 2018 Pukul 03.40 WIB
- http://www.powderbulk.com/wp-content/uploads/2014/05/pbe_20091201_0034.pdf

“Power Calculation Bulk Handling” Diakses pada tanggal 30 Desember 2018 pukul 02.04 WIB
<http://www.pln.co.id/blog/tarif-tenaga-listrik/> *“Tarif Tenaga Listrik”* Diakses pada tanggal 13 Januari 2019 Pukul 21.37 WIB
<http://www.pureoceansalt.com> *”All Natural Sea Salt”*. Diakses pada tanggal 30 Desember 2018 pukul 00.51 WIB
<http://www.whichcountry.co/salt-production/> *“NaCl production in The world”* Diakses tanggal 12 November 2018 Pukul 13.47 WIB

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Meitya Nur Syarifa, putri kedua dari dua bersaudara. Lahir di Tulungagung, 9 Mei 1995. Penulis mulai mengenyam pendidikan di SDN Kampungdalem V, Tulungagung (2001 – 2007), SMPN 2 Tulungagung (2007 – 2010) dan SMAN 1 Kauman, Tulungagung (2010 – 2013). Pada jenjang perkuliahan, penulis menyelesaikan pendidikan Diploma III Teknik Kimia Politeknik Negeri Malang (2013 – 2016), kemudian melanjutkan studi sarjananya di Teknik Kimia ITS

Program Lintas Jalur Genap (2017 – 2019). Pada awal tahun 2018, mulai melakukan penelitian di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Teknik Kimia ITS dengan judul penelitian **“Pemodelan dan Simulasi Proses Absorpsi dan Stripping untuk Gas Sintesa Menggunakan Larutan *Methyldiethanolamine* (MDEA) Berpromotor pada Skala”**. Penulis memiliki pengalaman kerja praktik di PT Semen Indonesia Pabrik Tuban pada Januari – Februari 2018.

Email penulis : meitya.syarifa.19@gmail.com

No. HP : 0813 3661 0130

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Adella Masayu Faradisha, putri pertama dari tiga bersaudara. Lahir di Malang, 4 Januari 1995. Penulis mulai mengenyam pendidikan di SDN Kepatihan 13, Jember (2001 – 2007), SMPN 3 Jember (2007 – 2010) dan SMAN 2 Malang (2010 – 2013). Pada jenjang perkuliahan, penulis menyelesaikan pendidikan Diploma III Teknik Kimia Politeknik Negeri Malang (2013 – 2016), kemudian melanjutkan studi sarjananya di Teknik Kimia ITS Program Lintas Jalur Genap (2017 – 2019). Pada awal tahun 2018, mulai melakukan penelitian di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Teknik Kimia ITS dengan judul penelitian “**Pemodelan dan Simulasi Proses Absorpsi dan Stripping untuk Gas Sintesa Menggunakan Larutan *Methyldiethanolamine* (MDEA) Berpromotor pada Skala**”. Penulis memiliki pengalaman kerja praktik di PT Semen Indonesia Pabrik Tuban pada Januari – Februari 2018.

Email penulis : adella.mf4@gmail.com

No. HP : 0813 3602 6208