



UNIVERSITAS INTERNASIONAL  
SEMEN INDONESIA

**SKRIPSI – CE1M146**

**ANALISIS ENERGI DAN EKSERGI PADA SISTEM ROTARY KILN RKC-2  
PT. SEMEN GRESIK PABRIK TUBAN**

**Oleh :**

**MUHAMMAD SALMAN AL FARISI**

**NIM : 2031610032**

**NURMALINDA TOYYIBA**

**NIM : 2031610034**

**DOSEN PEMBIMBING**

**OKKY PUTRI PRASTUTI, S.T., M.T.**

**MALA HAYATI NASUTION, S.T., M.T.**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**UNIVERSITAS INTERNASIONAL SEMEN INDONESIA**

**TAHUN 2020**



UNIVERSITAS INTERNASIONAL  
SEMEN INDONESIA

**SKRIPSI – CE1M146**

**ANALISIS ENERGI DAN EKSERGI PADA SISTEM ROTARY  
KILN RKC-2 PT. SEMEN GRESIK PABRIK TUBAN**

Oleh :

**MUHAMMAD SALMAN AL FARISI**

**NIM : 2031610032**

**NURMALINDA TOYYIBA**

**NIM : 2031610034**

**DOSEN PEMBIMBING**

**OKKY PUTRI PRASTUTI, S.T., M.T.**

**MALA HAYATI NASUTION, S.T., M.T.**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**UNIVERSITAS INTERNASIONAL SEMEN INDONESIA**

**TAHUN 2020**

**LEMBAR PENGESAHAN SKRIPSI**

**ANALISIS ENERGI DAN EKSERGI PADA SISTEM ROTARY KILN  
RKC-2 PT. SEMEN GRESIK PABRIK TUBAN**

**SKRIPSI**

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik (S.T)**

**pada**

**Program Studi S-1**

**Departemen Teknik Kimia**

**Universitas Internasional Semen Indonesia**

**Oleh:**

- |                                     |                   |
|-------------------------------------|-------------------|
| <b>1. Muhammad Salman Al Farisi</b> | <b>2031610032</b> |
| <b>2. Nuralinda Toyyiba</b>         | <b>2031610034</b> |

**DEWAN PENGUJI**

- |  |                  |
|--|------------------|
| <b>1. Eka Lutfi Septiani, S.T., M.T.</b> | <b>(Penguji)</b> |
| <b>NIP. 9217251</b>                      |                  |
| <b>2. Tri Eddy Susanto, S.T., M.T.</b>   | <b>(Penguji)</b> |
| <b>NIP. 000811</b>                       |                  |



Disetujui oleh Tim Pembimbing Skripsi

- |  |                        |
|--|------------------------|
| <b>1. Okky Putri Prastuti, S.T., M.T.</b>  | <b>(Pembimbing)</b>    |
| <b>NIP. 9116199</b>                        |                        |
| <b>2. Mala Hayati Nasution, S.T., M.T.</b> | <b>(Co-Pembimbing)</b> |
| <b>NIP. 8419315</b>                        |                        |



**Gresik, 14 Agustus 2020**

## HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

---

Sebagai sivitas akademik Universitas Internasional Semen Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : 1. Muhammad Salman Al Farisi  
2. Nurmalinda Toyyiba  
NIM : 1. 2031610032  
2. 2031610034  
Departemen : Teknik Kimia  
Jenis karya : Skripsi

demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Internasional Semen Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-eksklusif** (*Non-exclusive Royalty- Free Right*) atas karya ilmiah saya yang berjudul :

**“Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban”**

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-eksklusif ini Universitas Internasional Semen Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/format-kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Gresik  
Pada tanggal : 14 Agustus 2020  
Yang Menyatakan,

Penulis 1



(Muhammad Salman A Farisi)

Penulis 2



(Nurmalinda Toyyiba)

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri, dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama : Muhammad Salman Al Farisi  
NIM : 2031610032  
Tanda Tangan :

Nama : Nurmalida Toyyiba  
NIM : 2031610034  
Tanda Tangan :

Tanggal : 14 Agustus 2020

# ANALISIS ENERGI DAN EKSERGI PADA SISTEM ROTARY KILN RKC-2 PT. SEMEN GRESIK PABRIK TUBAN

Nama Mahasiswa : 1. Muhammad Salman Al Farisi  
2. Nurmalinda Toyyiba  
NIM : 1. 2031610032  
2. 2031610034  
Pembimbing : 1. Okky Putri Prastuti, S.T., M.T.  
2. Mala Hayati Nasution, S.T., M.T.

## ABSTRAK

Industri semen merupakan salah satu industri yang bersifat *energy intensive* karena penggunaan energi berada pada jumlah yang besar. Biaya yang digunakan untuk konsumsi energi pada sebuah pabrik semen sekitar 20-30% dari total biaya produksi semen (UNIDO,1994). Pada proses produksi semen, tahap *raw mill preparation* dan *clinker production* merupakan tahapan yang memerlukan energi paling besar. Konservasi energi pada sistem *rotary kiln* berpengaruh terhadap optimasi biaya produksi. Salah satu metode identifikasi pada konservasi energi adalah melalui analisis energi dan eksergi. Pada analisis tersebut dilakukan identifikasi kehilangan energi dan eksergi berdasarkan perhitungan neraca massa, energi, entalpi, entropi dan eksergi. Berdasarkan analisis diperoleh nilai efisiensi energi lebih besar daripada efisiensi eksergi. Efisiensi energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln* masing-masing adalah 79,40% dan 57,10%. Efisiensi energi dan eksergi pada unit *rotary kiln* masing-masing adalah 64,93% dan 50,48%. Nilai efisiensi eksergi pada sistem *rotary kiln* lebih besar daripada unit *rotary kiln* karena terdapat pemanfaatan energi pada *outlet suspension preheater* dan *cooler*. Efisiensi energi dan eksergi paling besar terjadi pada laju alir massa klinker maksimum dan laju alir massa batubara minimum. Irreversibilitas unit dan sistem *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban masing-masing adalah 49,52% dan 42,9%.

Kata Kunci : *Energi, Eksergi, Rotary Kiln*

# ENERGY AND EXERGY ANALYSIS ON THE ROTARY KILN RKC-2 PT. SEMEN GRESIK, TUBAN PLANT

Student Name : 1. Muhammad Salman Al Farisi  
2. Nurmalinda Toyyiba  
Student Identity Number : 1. 2031610032  
2. 2031610034  
Advisors : 1. Okky Putri Prastuti, S.T., M.T.  
2. Mala Hayati Nasution, S.T., M.T.

## ABSTRACT

*The cement industry is one industry that is energy intensive because energy use is at a large amount. The cost used for energy consumption in a cement plant is around 20-30% of the total cement production cost (UNIDO, 1994). In the cement production process, the raw mill preparation and clinker production stages are the stages that require the most energy. Energy conservation in the rotary kiln system affects the optimization of production costs. One of the identification methods in energy conservation is through energy analysis and exergy. In this analysis, energy losses and exergy are identified based on the calculation of the mass balance, energy, enthalpy, entropy and exergy. Based on the analysis, the energy efficiency value is greater than the exergy efficiency. The energy efficiency and exergy in the rotary kiln system were 79.40% and 57.10%, respectively. Energy efficiency and exergy in the rotary kiln unit were 64.93% and 50,48%, respectively. The value of exergy efficiency in rotary kiln systems is greater than that of rotary kiln units because there is energy utilization at the outlet of the suspension preheater and cooler. The greatest energy efficiency and exergy occurred at the maximum clinker mass flow rate and the minimum coal mass flow rate. Irreversibility of the RKC-2 rotary kiln unit and system of PT. Semen Gresik Tuban Factory were 49.52% and 42.9% respectively.*

**Keywords :** *Energy, Eksergy, Rotary Kiln*

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan laporan Skripsi yang berjudul “Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Kiln Rotary Kiln RKC-2 PT Semen Gresik Pabrik Tuban”. Laporan ini dibuat sebagai prasyarat kelulusan di Program Sarjana Departemen Teknik Kimia, Universitas Internasional Semen Indonesia (UISI).

Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada pihak-pihak yang telah membantu penyusunan laporan ini yaitu :

1. Ibu Mala Hayati Nasution, S.T., M.T. dan ibu Okky Putri Prastuti, S.T., M.T. sebagai dosen pembimbing atas segala bimbingan, arahan, saran dan ide.
2. Bapak Fandi Angga Prasetya, S.Si., M.Si. selaku koordinator Tugas Akhir dan Skripsi Departemen Teknik Kimia UISI.
3. Dosen pengajar Departemen Departemen Teknik Kimia, Universitas Internasional Semen Indonesia (UISI) atas segala bantuan.
4. Orang tua dan keluarga atas segala dukungan, perhatian dan doa.

Penulis senantiasa mengharapkan masukan, saran dan kritik demi peningkatan kualitas laporan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan terutama dalam bidang Teknik Kimia di Indonesia.

Gresik, Agustus 2020

Penulis



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	ii
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN .....	iii
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS .....	iv
ABSTRAK.....	v
ABSTRACT.....	vi
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
<b>BAB 1 PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan .....	3
1.4 Ruang Lingkup.....	3
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA</b>	
2.1 Proses Produksi Semen .....	5
2.1.1 Penyediaan Bahan Baku.....	5
2.1.2 Penggilingan Bahan Baku .....	6
2.1.3 <i>Raw Mill</i> .....	7
2.1.3.1 <i>Shell</i> dan bagian-bagiannya .....	9
2.1.3.2 Kerangka Utama/ <i>Stand</i> .....	9
2.1.3.3 <i>Table</i> .....	10
2.1.3.4 <i>Roller</i> .....	10
2.1.3.5 <i>Arm</i> (Lengan).....	10
2.1.3.6 <i>Mill Reducer</i> .....	11
2.1.3.7 <i>Roller-Pressing System (Sistem Tekanan Roller)</i> .....	11
2.1.3.8 Sistem Penyemprotan .....	11
2.1.4 Pembakaran .....	11

2.1.5 Penggilingan Akhir .....	17
2.1.6 Pengemasan.....	18
2.1.7 <i>Coal Mill</i> .....	19
2.2 Energi .....	19
2.2.1 Konduksi .....	20
2.2.2 Konveksi .....	21
2.2.3 Radiasi.....	22
2.3 Eksergi.....	22
2.3.1 Eksergi Fisik .....	23
2.3.2 Eksergi Kimia.....	23
2.4 Penelitian Terdahulu .....	24
<b>BAB 3 METODOLOGI</b>	
3.1 Alat Penelitian.....	27
3.2 Variabel Penelitian .....	27
3.3 Analisis Alat.....	28
3.4 Dasar Penyusunan Neraca Massa dan Energi .....	30
3.5 Perhitungan Neraca Massa .....	30
3.5.1 Penentuan Massa Sisa $\text{CaCO}_3$ dan $\text{MgCO}_3$ .....	31
3.5.2 Penentuan Massa Sisa Udara Pembakaran.....	32
3.5.3 Penentuan Massa Klinker.....	34
3.6 Perhitungan Neraca Energi .....	35
3.6.1 Perhitungan Neraca Panas Batubara .....	36
3.6.2 Perhitungan Panas Sensibel Batubara .....	36
3.6.3 Perhitungan Panas Kiln <i>Feed</i> .....	37
3.6.4 Perhitungan Panas dari $\text{CaO}$ .....	37
3.6.5 Perhitungan Panas dari $\text{MgO}$ .....	37
3.6.6 Perhitungan Panas udara Pembakaran .....	38
3.6.7 Perhitungan Panas dari Klinker.....	38
3.6.8 Perhitungan Panas dari Gas Buang Kiln .....	38
3.6.9 Perhitungan <i>Losses</i> Dinding Kiln <i>Shell</i> .....	39
3.7 Perhitungan Neraca Eksergi.....	40
3.7.1 Perhitungan Eksergi Fisik .....	40

3.7.2 Perhitungan Eksergi Kimia .....	41
3.8 Analisis Energi dan Eksergi .....	41
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN</b>	
4.1 Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.....	43
4.1.1 Data Lapangan .....	43
4.1.2 Hasil Analisis Energi Pada Sistem Rotary Kiln.....	43
4.1.3 Pengaruh Laju Alir Massa Produk Klinker Terhadap Efisiensi Energi.....	50
4.1.4 Pengaruh Laju Alir Massa Batubara Terhadap Efisiensi Energi.....	51
4.1.5 Hasil Analisis Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln .....	53
4.1.6 Pengaruh Laju Alir Massa Produk Klinker Terhadap Efisiensi Eksergi .....	60
4.1.7 Pengaruh Laju Alir Massa Batubara Terhadap Efisiensi Eksergi .....	61
4.2 Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.....	62
4.3 Perbandingan Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 dan RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban .....	67
4.4 Perbandingan Sistem Rotary Kiln RKC-2, RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban Dengan Pabrik Semen Lain .....	68
<b>BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN</b>	
5.1 Kesimpulan .....	71
5.2 Saran.....	71
DAFTAR PUSTAKA .....	73
<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Tahapan Proses Produksi Semen .....	5
Gambar 2.2 Bagian-bagian <i>Raw Mill</i> .....	8
Gambar 2.3 <i>Preheater Tower</i> .....	13
Gambar 2.4 Ilustrasi Perpindahan Panas Secara Konduksi .....	20
Gambar 2.5 Ilustrasi Perpindahan Panas Secara Konveksi .....	21
Gambar 2.6 Ilustrasi Perpindahan Panas Secara Radiasi.....	22
Gambar 3.1 Sistem <i>Rotary Kiln</i> .....	28
Gambar 4.1 Blok Diagram Neraca Energi <i>Suspension Preheater</i> .....	45
Gambar 4.2 Diagram Sankey Aliran Energi Pada <i>Suspension Preheater</i> .....	45
Gambar 4.3 Blok Diagram Neraca Energi <i>Rotary Kiln</i> .....	47
Gambar 4.4 Diagram Sankey Aliran Energi Pada <i>Rotary Kiln</i> .....	48
Gambar 4.5 Blok Diagram Neraca Energi <i>Cooler</i> .....	49
Gambar 4.6 Diagram Sankey Aliran Energi Pada <i>Cooler</i> .....	50
Gambar 4.7 Kurva Hubungan Laju Alir Massa Produk Klinker dan Efisiensi Energi .....	51
Gambar 4.8 Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Efisiensi Energi Pada Unit <i>Rotary Kiln</i> .....	52
Gambar 4.9 Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Efisiensi Energi Pada Sistem <i>Rotary Kiln</i> .....	52
Gambar 4.10 Blok Diagram Neraca Eksergi <i>Suspension Preheater</i> .....	55
Gambar 4.11 Diagram Sankey Aliran Eksergi Pada <i>Suspension Preheater</i> .....	55
Gambar 4.12 Blok Diagram Neraca Eksergi <i>Rotary Kiln</i> .....	57
Gambar 4.13 Diagram Sankey Aliran Eksergi Pada <i>Rotary Kiln</i> .....	57
Gambar 4.14 Blok Diagram Neraca Eksergi <i>Cooler</i> .....	59
Gambar 4.15 Diagram Sankey Aliran Eksergi Pada <i>Cooler</i> .....	59
Gambar 4.16 Kurva Hubungan Laju Alir Massa Produk Klinker dan Efisiensi Eksergi .....	60
Gambar 4.17 Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Eksergi Energi Pada Unit <i>Rotary Kiln</i> .....	61

Gambar 4.18 Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Efisiensi Eksergi Pada  
Sistem *Rotary Kiln*..... 62



## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Profil Suhu Material dan Gas Dalam Kiln.....	13
Tabel 2.2 Penelitian Terdahulu.....	25
Tabel 3.1 Variabel Penelitian.....	27
Tabel 3.2 Komposisi Batubara.....	32
Tabel 3.3 Komposisi Klinker.....	34
Tabel 3.4 Komposisi Mineral <i>Compound Clinker</i> .....	35
Tabel 4.1 Neraca Energi Panas Pada <i>Suspension Preheater</i> .....	44
Tabel 4.2 Neraca Energi Panas Pada <i>Rotary Kiln</i> .....	46
Tabel 4.3 Neraca Energi Panas Pada <i>Cooler</i> .....	49
Tabel 4.4 Neraca Eksergi Total Pada <i>Suspension Preheater</i> .....	54
Tabel 4.5 Neraca Eksergi Total Pada <i>Rotary Kiln</i> .....	56
Tabel 4.6 Neraca Eksergi Total Pada <i>Cooler</i> .....	58
Tabel 4.7 Neraca Massa, Energi dan Eksergi Total Pada <i>Suspension Prehete</i> r...	63
Tabel 4.8 Neraca Massa, Energi dan Eksergi Total Pada <i>Rotary Kiln</i> .....	65
Tabel 4.9 Neraca Massa, Energi dan Eksergi Total Pada <i>Cooler</i> .....	66
Tabel 4.10 Perbandingan Efisiensi Energi dan Eksergi Pada RKC-2 dan RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.....	68
Tabel 4.11 Perbandingan Efisiensi Energi dan Eksergi Pada RKC-2, RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban dan Pabrik Semen Malabar.....	70

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar belakang

Industri semen merupakan salah satu industri yang bersifat *energy intensive*, karena menyerap energi dalam jumlah yang besar. Biaya yang digunakan untuk konsumsi energi pada sebuah pabrik semen sekitar 20-30% dari total biaya produksi semen (UNIDO, 1994). Produksi semen dilakukan dengan melalui 6 tahapan, yaitu : (i) *raw material extraction*; (ii) *raw material preparation*; (iii) *raw mill preparation*; (iv) *clinker production*; (v) *cement grinding*; dan (vi) *packing*. Berdasarkan keenam tahapan tersebut, *raw mill preparation* dan *clinker production* merupakan tahapan yang memerlukan energi paling besar.

Penelitian yang dilakukan terhadap beberapa pabrik semen di Jepang pada tahun 1992 menunjukkan penggunaan energi untuk proses pembakaran klinker mencapai 91,90% dari total penggunaan energi pada sebuah pabrik semen, sisanya yaitu 7,6% untuk tenaga listrik dan 0,5% digunakan sebagai pengering bahan bakar dan batubara (UNIDO, 1994).

*Raw Mill* merupakan peralatan yang digunakan untuk menggiling dan mengeringkan bahan mentah semen. Material yang digiling dengan mesin *Raw Grinding Mill* ini yaitu *limestone*, *clay*, *silica sand* dan *iron sand*. Mesin ini bekerja selama 24 jam sehari secara terus menerus. *Roller mill* secara umum tersusun dari *shell*, kerangka utama, *stand*, *table*, *roller arm*, *gear reducer*, *roller-pressing* unit dan separator.

*Rotary kiln* adalah sebuah silinder panjang berputar pada porosnya. Fungsi utama *rotary kiln* adalah sebagai tempat terjadinya kontak antar gas panas dan material umpan *kiln* sehingga terbentuk senyawa-senyawa penyusun semen yaitu  $C_3S$ ,  $C_2S$ ,  $C_3A$  dan  $C_4AF$ . *Rotary kiln* merupakan silinder dengan kemiringan horizontal 3 - 4% dan berputar 1 - 4 putaran/menit. Material masuk melalui ujung atas dan kemudian turun karena kemiringan *rotary kiln*. Aliran material berlawanan dengan aliran gas panas yang berasal dari ujung bawah.

Pada *rotary kiln* terjadi reaksi kalsinasi pada temperatur 900 – 1400 °C. Oleh karena itu, bagian dalam *rotary kiln* dilapisi batu tahan api untuk melindungi *kiln*. Batu tahan api harus bersifat tahan terhadap temperatur tinggi, tahan terhadap perubahan temperatur mendadak (Peray dan Waddell, 1972).

Energi untuk mencapai temperatur pada kiln diperoleh dari pembakaran batubara di *coal mill*. Fungsi *coal mill* adalah untuk menghancurkan batu bara dengan bantuan *grinding media* dan putaran *mill* sampai mencapai kehalusan tertentu. *Rotary kiln* juga dilengkapi dengan *suspension preheater*. *Suspension preheater* adalah suatu susunan empat *stage cyclone* dan satu buah *calciner* yang tersusun menjadi satu *string*. Fungsi *preheater* adalah pemanasan awal *raw mill* dan tempat terjadinya proses penghilangan kadar air bebas hingga kalsinasi. Sistem *preheater* dipasang di dalam menara yang terbuat dari baja atau beton. Alat ini merupakan alat yang digunakan untuk pemanasan awal bahan baku sebelum masuk *rotary kiln*. Pemanasan *raw mill* terjadi pada *preheater* melalui beberapa *stage cyclone* dan pemanas yang digunakan adalah gas hasil pembakaran dari *kiln*.

Konsumsi energi pada pabrik semen cukup tinggi sehingga dapat terjadi kehilangan energi yang besar. Oleh karena itu diperlukan upaya untuk dapat meningkatkan efisiensi penggunaan energi pada pabrik semen. Proses pembakaran clinker pada produksi semen memerlukan pengelolaan energi yang baik agar biaya produksi optimal.

Berbagai upaya dilakukan untuk menghadapi masalah krisis energi karena keterbatasan sumber energi yang disediakan oleh alam (Engin, 2002). Untuk menghadapi masalah krisis energi diperlukan adanya peningkatan efisiensi penggunaan energi pada industri melalui pengembangan *energy alternative* dan peningkatan efisiensi penggunaan energi sehingga konsumsi energi dapat dikurangi. Konservasi energi pada sistem *rotary kiln* berpengaruh terhadap optimasi biaya produksi. Salah satu metode identifikasi pada konservasi energi adalah melalui analisis energi dan eksergi. Pada analisis tersebut dilakukan identifikasi kehilangan energi dan eksergi berdasarkan perhitungan neraca massa, energi, entalpi, entropi dan eksergi. Selain itu, analisis ireversibilitas juga dapat dilakukan untuk mengetahui *ireversibilitas* suatu proses.



## 1.2 Rumusan Masalah

Beberapa hal yang menjadi rumusan masalah pada penelitian “Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban” diantaranya adalah sebagai berikut :

1. Bagaimana neraca massa sistem kiln *Rotary Kiln* RKC-2 Semen Gresik Pabrik Tuban?
2. Bagaimana neraca energi, entalpi, entropi dan eksergi pada sistem kiln *Rotary Kiln* RKC-2 Semen Gresik Pabrik Tuban?
3. Berapa nilai efisiensi energi dan eksergi sistem?
4. Berapa nilai *ireversibilitas* sistem?

## 1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian “Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Kiln Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban” adalah sebagai berikut :

1. Mengetahui neraca massa sistem kiln *Rotary Kiln* RKC-2 Semen Gresik Pabrik Tuban.
2. Melakukan analisis neraca energi, entalpi, entropi dan eksergi sistem *Rotary Kiln* RKC-2 Semen Gresik Pabrik Tuban.
3. Memperoleh nilai efisiensi energi dan eksergi sistem.
4. Memperoleh nilai *ireversibilitas* sistem.

## 1.4 Ruang Lingkup

Ruang lingkup penelitian “Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Kiln Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban” adalah sebagai berikut :

1. Penelitian ini dilakukan berdasarkan data sistem *Rotary Kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.
2. Penyusunan, neraca energi, neraca entalpi, neraca entropi, dan neraca eksergi dilakukan berdasarkan data neraca massa dan kondisi operasi dari data laporan skripsi pada tahun 2019.
3. Perhitungan efisiensi energi dan eksergi pada sistem *Rotary Klin* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.

4. Analisis *ireversibilitas* pada sistem *Rotary Klin* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.
5. Analisis pengaruh laju alir massa klinker dan batubara terhadap efisiensi energi dan eksergi.



## **BAB 2**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Proses Produksi Semen**

Bahan baku utama pada proses produksi semen adalah batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ), tanah liat dan bahan koreksi diantara lainnya yaitu *copper slag*, pasir silika ( $\text{SiO}_2$ ), dan bahan tambahan pembuatan semen adalah *gypsum* ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ), *Trass* ( $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ ), *Fly Ash*, *Dust*, GBFS (*Granular Blast Furnace Slag*). Pada proses produksi semen terdapat beberapa tahapan proses yaitu penyediaan bahan baku, penggilingan bahan mentah, pembakaran, penggilingan akhir dan pengemasan. Tahapan proses produksi semen disampaikan pada Gambar 2.1.

#### **2.1.1 Penyediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan semen adalah batu kapur dan tanah liat. Bahan baku tersebut diperoleh dari proses penambangan. Tahapan proses penambangan adalah sebagai berikut :

1. Pengupasan tahanan penutup (*stripping*)
2. Pemboran dan peledakan (*drilling and blasting*)
3. Penggalian / Pemuatan (*digging / loading*)
4. Pengangkutan (*hauling*)
5. Pemecahan (*crushing*)



**Gambar 2.1** Tahapan Proses Produksi Semen

### 2.1.2 Penggilingan Bahan Baku

Unit pengolahan ini bertugas melakukan penggilingan bahan-bahan mentah (*raw material grinding*) dengan komposisi yang sesuai dengan spesifikasi umpan tanur (*kiln feed*). Unit pengolahan dibagi menjadi : *Raw Material Reclaiming* dan *Raw Material Grinding*.

*Raw material reclaiming* merupakan sub unit yang berfungsi mengambil kembali (menggaruk) batu kapur dan tanah liat dengan menggunakan *reclaimer* masing-masing secara vertikal. Melalui metode seperti ini, maka batu kapur dan tanah liat menjadi lebih homogen. Hasil pengambilan *reclaimer* tersebut akan dibawa oleh *belt conveyor* untuk masing-masing dimasukkan ke dalam *limestone bin* dan *clay bin*. Pasir silika dan pasir besi dari *silica sand* dan *iron sand storage* akan dibawa oleh *dump truck* menuju ke *hopper* secara bergantian. Pengeluaran pasir silika dan pasir besi diatur oleh *apron feeder*. Material tersebut kemudian akan dibawa *belt conveyor* menuju bin pasir silika dan bin pasir besi.

Pengeluaran semua *raw material* dari bin masing-masing diatur secara proporsional dengan menggunakan *apron wigh feeder*. Keempat material tersebut kemudian diumpankan ke *raw mill* menggunakan *belt conveyor*. Batu kapur, tanah

liat, pasir silika dan pasir besi dengan proporsi tertentu, sesuai ketentuan dari pengendali proses, diumpankan ke dalam *raw mill*.

### 2.1.3 Raw Mill

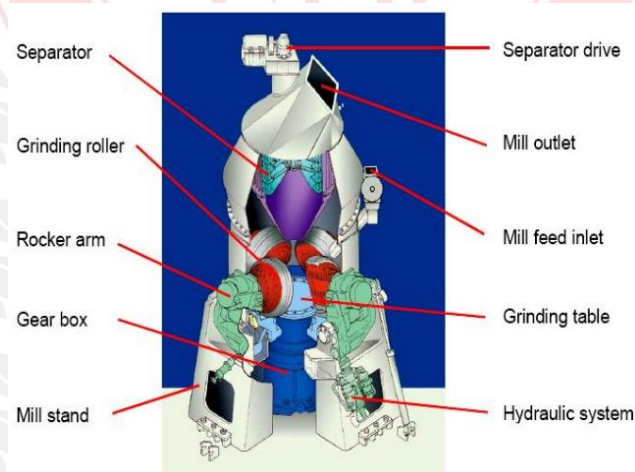
*Raw Mill* merupakan peralatan untuk menggiling dan mengeringkan bahan mentah semen. Material yang digiling dengan mesin *Raw Grinding Mill* ini yaitu *limestone, clay, silika sand* dan *iron sand*. Di dalam *raw mill* material-material tersebut dikeringkan dan digiling untuk memperoleh komposisi *raw mill* yang sesuai dengan standar umpan *kiln*. Ukuran material yang dikecilkan (kecuali *iron sand*) dari ukuran panjang 5 – 7 cm menjadi partikel debu sampai dengan 0 – 9 mikron serta mengurangi kelembaban dari material tersebut dengan cara dikeringkan. Seluruh transportasi *raw material* tersebut diatas dilakukan dengan *belt conveyor* dan dimasukkan ke dalam *raw mill*, jenis *vertical roller mill*, melalui *triple gate*. Di dalam *raw mill* material akan mengalami *size reduction* dan pengeringan. Untuk pengeringan raw material yang digiling di dalam *raw mill* sistem menggunakan sisa udara panas dari *preheater* dan *clinker cooler*. Selain itu *raw mill* sistem dilengkapi pula dengan *hot air generator*, yang akan digunakan bila udara panas dari *preheater* dan *clinker cooler* tidak mencukupi atau kondisi kiln dalam keadaan *down* (tidak beroperasi) (Setiyana, 2007).

Produk *raw mill* dengan kehalusan 90% lolos ayakan 90 mikron dan kadar air maksimal 1% akan dibawa aliran udara ke dalam *cyclone*, karena tarikan *mill fan*. Sekitar 93% dari material akan terpisahkan dari aliran gas. Sisa material yang lebih halus sekitar 7% akan keluar terbawa aliran gas keluar dari *cyclone*. Sisa produk akan ditangkap oleh *electrostatic precipitator* (EP). Gas yang telah bersih akan dibuang ke udara bebas melalui *stack* (cerobong). Bila *raw mill* beroperasi *raw meal* dari *cyclone* dibawa oleh *air slide* digabungkan dengan *raw meal* dari EP yang dibawa melalui *screw conveyor* selanjutnya dengan *bucket elevator* dan *air slide* dimasukkan ke dalam *homogenizing silo*. Bila *raw mill* tidak beroperasi debu dari EP akan digabung dengan debu dari *conditioning tower* akan dibawa oleh *screw conveyor*, kemudian dialirkan ke dalam *dust bin* kemudian dikirim ke *kiln feed bin*.

Bila *raw mill* tidak beroperasi gas panas dari *preheater* dan *clinker cooler* dialirkan lewat *conditioning tower* yang dilengkapi dengan *water spray system* untuk menurunkan temperatur gas panas sampai sekitar 150°C, agar EP dapat bekerja dengan efektif. Pada kondisi normal (saat *raw mill* beroperasi) temperatur gas yang keluar dari *preheater* dan *clinker cooler* 330°C dan 397°C akan mengalami penurunan menjadi 90°C, sehingga dapat langsung di alirkan ke EP. Aliran *reject* dari *raw mill* dikembalikan ke sistem melalui *belt conveyor* dan *bucket elevator* dan menjadi umpan baru yang masuk ke dalam *raw mill*.

*Vertical mill* merupakan mesin penggilingan bahan baku dari semen. Berbeda dengan *horizontal mill*, prinsip kerja dan arah pergerakan materialnya adalah arah vertikal atau tegak lurus. Berbeda dengan *horizontal mill* prinsip kerjanya yaitu arah pergerakan materialnya adalah arah horizontal. Saat ini yang digunakan lebih banyak yang *vertical mill* karena memiliki banyak keuntungan yaitu kapasitas pengeringan lebih tinggi, ukuran material feed bisa mencapai 100 mm dan pemakaian tempat atau area lebih kecil (Setiyana, 2007).

*Raw mill* secara umum tersusun dari *shell*, kerangka utama, *stand*, *table*, *roller arm*, *gear reducer*, *roller-pressing unit* dan separator. Secara umum detail dari bagian-bagian *raw mill* ditampilkan pada Gambar 2.2



Sumber : Setiyana,2007

**Gambar 2.2** Bagian-Bagian Raw Mill

### 2.1.3.1 Shell dan bagian-bagiannya

a. *Shell* (Cangkang)

*Shell* atau cangkang terdiri dari tiga bagian dan setiap bagian dihubungkan dengan baut juga pada bagian atas separator dan dilas pada dudukan bagian bawah serta pada balok penghubung. Tutup dari *roller* dibaut pada *mill shell* dan tutup dibuka pada kondisi *swing out* yaitu ketika *roller* ditegakkan.

b. *Wind Box* (Kotak Udara)

*Wind box* atau tempat udara bertekanan terbuat dari plat besi yang diletakan pada sekeliling *table* dan dilas dengan dudukan/*stand* serta pada balok penghubung. Pada *wind box* ini terdapat 2 *inlet* udara panas dan 2 saluran pembuang material yang jatuh.

c. *Nozzle* dan *Armour Ring*

*Nozzle* terbuat dari plat besi dengan kelilingnya terbagi menjadi 12 bagian yang dibuat dengan keliling yang dibagi 6 bagian yang dibaut dengan *nozzle*.

### 2.1.3.2 Kerangka Utama / *Stand*

a. Kerangka Utama

Kerangka utama merupakan struktur yang dilas dari baja dan plat baja. Baut berada pada pondasi dan dicor dengan semen. *Gear reducer* dibuat tetap pada bagian kerangka utama dengan tiga *stand* pada kelilingnya. Sisi luar pada *stand* dilengkapi tiga tempat untuk *swing-out cylinder*.

b. *Stand* dan Balok Penghubung

Bagian atas *stand* terbuat dari baja coran pada bagian bawah terbuat dari baja yang dihubungkan dengan balok penghubung. Pada permukaan bagian atas dari *stand*, sebuah *arm bearing* dibaut tetap dan ujung dudukan silinder hidrolis yang terhubung dengan pin tetap pada bagian bawah *stand*. Pada *stand* dilengkapi dengan *stopper* untuk mencegah kontak langsung dari *roller* dan *table*.

c. *Motor Base*

*Motor base* merupakan struktur yang dilas pada profil baja H dan plat baja tetap dengan baut pondasi pada kerangka utama dan pondasi kemudian di cor dengan semen.

### 2.1.3.3 Table

*Table* yang terbuat dari baja cor ini dihubungkan dengan *gear reducer* memakai pin dan baut. Bagian atas dari *table* terbuat dari baja cromium tingkat tinggi anti *abrasive*. *Table* linier disusun dari 16 segmen dan cekung pada permukaan atas pada sisi jalur penggiling. Pada bagian bawah permukaan *table* terdapat *scrapper* yang akan mengeluarkan material yang jatuh, juga pada bagian atas permukaan *table* yang terdapat sebuah *scrapper* untuk menyeimbangkan ketebalan bubuk lapisan.

### 2.1.3.4 Roller

*Roller* terbuat dari *high Chromium cast iron* yang memiliki ketahanan terhadap gesekan dan dipasang pada hubungan silinder dan ditahan oleh *tapered ring* dari baja cor. Hubungan terpasang pada poros *roller* melalui *roller* silinder dan bantalan tipe *tapered roller*. *Roller* ketika berputar melakukan penggilingan material secara menjepit diantara *roller* dan *grinding table*. *Roller* diberi pelumas dengan unit pelumas bantalan *roller* dengan sistem pelumas bertekanan.

Oli pelumas dipompa dari tangki setelah melewati saringan. Oli didinginkan oleh *oil cooler* untuk mengendalikan temperatur oli tersebut, sebelum oli tersebut dialirkan kedalam *roller*. Untuk pipa pelumasan dilengkapi beberapa unit penunjang keamanan seperti *flowmeter* untuk setiap pipa pelumasan sebelum mengalir kedalam *roller*, *termocouple* untuk setiap aliran kembali ke pompa dan *level switch* pada tangki oli. Tangki oli dilengkapi dengan pemanas untuk dapat beroperasi pada musim dingin.

### 2.1.3.5 Arm (lengan)

Poros *roller* dihubungkan dengan lengan *roller (roller arm)* yang terbuat dari baja cor. *Roller arm* dihubungkan dengan lengan silinder (*cylinder arm*), diujung atas pasak dengan pin dan dibawah dihubungkan dengan silinder hidrolis sebagai pemberi gaya yang menekan *roller*. Pada ujung pangkal *roller arm* dilengkapi dengan *pin seat* untuk mengangkat *roller arm* dengan silinder hidrolis *swing out*.



#### **2.1.3.6 Mill Reducer**

*Gear reducer* diletakkan pada kerangka utama, sebagai penurun kecepatan motor sesuai dengan kecepatan yang ditentukan juga ditransmisikan pada *table* pada saat yang sama untuk mendukung gaya tekan *roller*. *Reducer* terdiri dari level *gear* dan *planetary gear* dengan *input horizontal* dan *output vertical*.

#### **2.1.3.7 Roller-Pressing System (Sistem Tekanan Roller)**

Sistem pemberi tekanan *roller* terdiri dari unit hidrolik, akumulator, silinder hidrolik penekan *roller* dan silinder hidrolik *swing out*. Unit hidrolik terdiri dari tangki oli, pompa hidrolik berbagai jenis katup, yang berfungsi sebagai pemberi tekanan pada silinder hidrolik dan sebagai pemberi tekanan pada silinder hidrolik dan sebagai pemberi gaya tekan.

Gaya tekan yang dihasilkan dari silinder hidrolik yang ditransmisikan pada *roller* melalui lengan silinder, lengan *roller* digunakan untuk menggiling material yang dijepit antar *roller* dan *table*. Variasi gaya tekan berdasarkan kondisi penggilingan diatur oleh dua  $N_2$  sebagai kandungan gas dari akumulator yang dipasang pada setiap silinder hidrolik.

#### **2.1.3.8 Sistem penyemprotan (Water-Spraying System)**

Jika material yang akan digiling terlalu kering maka akan sukar digiling oleh *roller mill* dan akan menghasilkan getaran yang abnormal. Untuk mencegah hal ini maka disemprotkan air pada *mill tube*. Air dipompakan dari tangki air menuju pipa-pipa air dimana pipa-pipa tersebut memiliki katup yang dilengkapi dengan motor, *flowmeter*, katup selenoid, *check valve* dan alat ukur tekanan (Setyana, 2007).

#### **2.1.4 Pembakaran**

Unit pembakaran merupakan unit yang sangat vital sehingga perlu penanganan serius karena kualitas semen yang dihasilkan sangat ditentukan oleh keberhasilan unit ini. Proses pembakaran pada pabrik semen terdiri dari tiga tahapan yaitu pemanasan awal (*preheating*), pembakaran (*firing*) dan pendinginan (*cooling*). Uraian masing-masing proses tersebut disampaikan sebagai berikut.

### **Pemanasan Awal (Preheating)**

Pemanasan awal bahan baku berlangsung pada *suspension preheater*. *Suspension Preheater* merupakan suatu susunan empat *stage cyclone* dan satu buah *calciner* yang tersusun menjadi satu string. Fungsi pokok dari *preheater* adalah pemanasan awal klinker dan tempat terjadinya proses penghilangan kadar air bebas hingga kalsinasi.

Jenis *preheater* yang digunakan adalah 4 *stage, double string preheater* yang dilengkapi dengan ILC dan SLC *calciner*. Aliran material berlawanan arah dengan aliran gas panas atau *counter current*. *Kiln feed* masuk dari atas *cyclone* sedangkan gas panas dialirkan dari bawah *cyclone*. Untuk meningkatkan efisiensi pemisahan antara gas panas dan material didalam *preheater* maka pada stage I dipasang *double cyclone*. Stage I sampai sampai stage III berfungsi sebagai pemanas awal *kiln feed* sedangkan pada stage IV digunakan untuk memisahkan produk yang keluar dari *calciner* yang telah dikalsinasi (Mahfud, 2018).

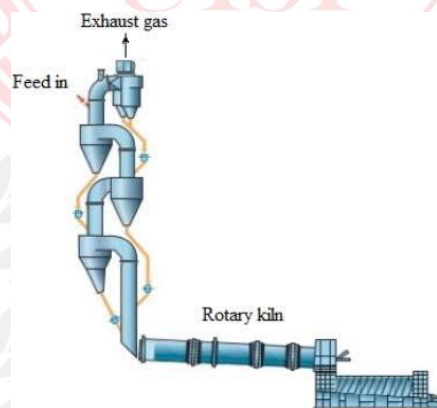
Proses pemanasan *kiln feed* pada stage I sampai stage III terjadi karena adanya perpindahan panas antara gas panas yang keluar dari kiln dan *calciner* dengan *kiln feed* masih dingin. Suhu *kiln feed* masuk *riser duct* dari stage I sekitar 50-60°C. *Kiln feed* yang masih dingin masuk kedalam *riser duct* ini kemudian bercampur dengan aliran gas panas ikut masuk kedalam *cyclone*. Di dalam *cyclone kiln feed* dipisahkan dari campuran antara gas dan material. Campuran antara *kiln feed* dan gas panas masuk ke dalam *cyclone* dengan arah tangensial sehingga akan terjadi pusaran. Pusaran tersebut mengakibatkan terjadinya gaya sentrifugal, gaya gravitasi dan gaya angkat gas di dalam *cyclone*. Untuk material kasar, gaya gravitasi dan gaya sentrifugal lebih dominan. Gaya sentrifugal menyebabkan material menumbuk dinding *cyclone* sehingga akan jatuh ke *down pipe* karena gaya gravitasi. Untuk material halus gaya angkat gas sangat dominan sehingga material akan terangkat gas keluar dari *cyclone*. Profil suhu material dan gas di dalam *kiln* pada masing-masing tahap disampaikan pada Tabel 2.1.

**Tabel 2.1** Profil Suhu Material dan Gas Dalam *Kiln*

<i>Stage</i>	Suhu Material	Suhu Gas
I	310-330°C	355-365°C
II	500-550°C	540-560°C
III	650-690°C	690-710°C
IV	780-800°C	820-840°C
Calsiner	900-930°C	830-870°C

Sumber (Mahfud, 2018)

*Kiln feed* masuk ke *down pipe cyclone stage II* kemudian mengalami proses seperti pada *stage I*. Hal yang sama terjadi pada *stage III* dan *stage IV*. Material yang keluar dari *stage III* akan masuk ke dalam ILC dan SLC *calciner* dan mengalami kalsinasi minimal sampai 90%. Kemudian material akan terbawa aliran gas masuk kedalam *cyclone stage IV* dan keluar melewati *riser duct* dan selanjutnya akan diumpankan ke dalam kiln. Gambar *preheater* dapat dilihat pada Gambar 2.3.

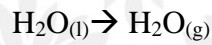


Sumber: <https://encryptedtbn0.gstatic.com>

**Gambar 2.3** *Preheater Tower*

Menurut Mahfud 2018, pada *suspension preheater* terjadi reaksi kimia pada material sebagai berikut :

1. Pengurangan kadar air yang terkandung dalam umpan pada *stage* I pada suhu 100-200°C melalui reaksi sebagai berikut :



2. Penguapan air hidrat yang terkandung dalam tanah liat pada suhu 500-600°C melalui reaksi sebagai berikut :



3. Penguraian karbonat kalsium terjadi pada suhu 600-800°C melalui reaksi sebagai berikut :



4. Reaksi pembentukan senyawa  $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$  sebagian pada suhu 800-930°C melalui reaksi sebagai berikut :



### **Pembakaran (Firing)**

Pembakaran berlangsung pada tanur putar atau *rotary kiln*. Pada *rotary kiln* juga terjadi proses kalsinasi, *sintering* dan *clinkering*. Temperatur material yang masuk ke dalam *rotary kiln* antara 800–900 °C sedangkan temperatur klinker yang keluar dari *rotary kiln* adalah 1100-1450 °C. Sumber panas dalam *rotary kiln* dihasilkan dari pembakaran batu bara. *Rotary kiln* merupakan peralatan utama di seluruh unit pabrik semen, karena di dalam *rotary kiln* terjadi semua proses kimia dalam pembentukan klinker.

Secara garis besar, di dalam *rotary kiln* terdapat empat zona yaitu zona kalsinasi, zona transisi, zona *sintering* dan zona *cooling*. Pada teknologi proses semen saat ini, proses kalsinasi berlangsung pada *suspension preheater* sehingga proses yang terjadi di dalam *rotary kiln* lebih efektif jika ditinjau dari konsumsi energi. Proses perpindahan panas di dalam *rotary kiln* sebagian besar ditentukan oleh proses radiasi sehingga diperlukan isolator yang baik untuk mencegah kehilangan panas (*heat loss*). Isolator tersebut adalah batu tahan api (*fire brick*) dan *coating* yang terbentuk selama proses. Batu tahan api juga berfungsi untuk menjaga agar lapisan baja pada *rotary kiln* tidak meleleh.

Pada proses klinkerisasi terbentuk senyawa-senyawa penyusun semen yaitu C3S, C2S, C3A dan C4AF. Tanur putar ini berbentuk silinder yang terbuat dari baja yang dipasang secara horizontal dengan derajat kemiringan 4%. Tanur putar mampu membakar umpan dengan kapasitas 8500 ton/hari hingga menjadi terak (*clinker*) (Mahfud, 2018).

Pada dasarnya *rotary kiln* adalah sebuah silinder panjang yang berputar pada poros setiap satu atau dua menit, sumbu ini cenderung sedikit miring. Rotasi menyebabkan umpan secara bertahap bergerak. Umpan masuk pada keadaan dingin dan keluar pada kondisi panas. Alat ini dilengkapi dengan *preheater* sebagai pemanas awal dan *calcliner*. Gerakan antara material dan gas panas hasil pembakaran batubara berlangsung secara *counter current*. Proses klinkerisasi dalam kiln terbagi dalam beberapa zona, yaitu :

#### 1. *Calcining Zone*

Pada zona ini material akan mengalami proses kalsinasi lanjutan yang sebelumnya telah terjadi di *suspension preheater*. Kalsinasi yang telah mencapai 90% di *suspension preheater* akan dilanjutkan di *kiln* sampai 100% (sempurna) dan pembentukan komponen C2S. Menurut Mahfud, 2018 pada zona ini suhu proses kalsinasi antara 900 – 1100 °C dengan reaksi sebagai berikut :



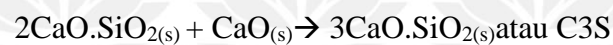
#### 2. *Transition Zone*

Pada zone transisi mulai terbentuk komponen-komponen dasar penyusun semen seperti C3A (Tri-kalsium Silikat) dan C4AF (Tetra Aluminat Ferrit), menurut Mahfud, 2018 pada zona ini proses kalsinasi antara 1100-1250°C reaksi tersebut adalah sebagai berikut :



### 3. *Sintering Zone*

Pada daerah ini terjadi pelelehan pada temperatur tinggi antara suhu 1250 – 1450 °C yaitu campuran kalsium alumina ferrit berubah menjadi fase cair. Bagian CaO yang tidak bereaksi dengan oksida - oksida alumina besi dan silika biasanya dalam bentuk CaO bebas atau *free lime*. Jumlah CaO tersebut dibatasi di bawah 1%. Pada temperatur tinggi ini sisa senyawa CaO mengikat C2S untuk membuat campuran C3S. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



### 4. *Cooling Zone*

Setelah umpan kiln melewati zona klinkerisasi, umpan kiln akan tetap meleleh dan bergerak ke daerah zona pendinginan. Pada zona pendinginan lelehan akan mengalami penurunan suhu dari 1450 menjadi 1300°C. klinker ini selanjutnya akan bergerak menuju clinker cooler untuk segera didinginkan (Mahfud, 2018).

#### **Pendinginan (Cooling)**

Proses pendinginan klinker berlangsung pada alat yaitu *clinker cooler*. *Clinker cooler* berfungsi sebagai pendingin klinker yang sudah terbentuk dan memproduksi udara pembakar sekunder yang digunakan dalam *rotary kiln*, *precalciner* dan *raw mill*. *Clinker cooler* yang digunakan terdiri dari 16 kompartemen. Sebagai media pendingin digunakan aliran udara yang dihasilkan oleh 14 buah fan. Klinker hasil pembakaran yang mempunyai suhu 1400°C keluar dari *rotary kiln* langsung jatuh ke dalam *clinker cooler* dan langsung diterima oleh *grate-grate* (sarangan). Pendinginan dilakukan secara mendadak untuk menghindari terjadinya pengerasan semen atau dekomposisi C3S menjadi C2S dan klinker yang dihasilkan menjadi *amorf* sehingga klinker mudah digiling (Mahfud, 2018).

Pendinginan dilakukan sampai suhu klinker menjadi 82°C saat keluar dari *clinker cooler*, dibawa oleh *drag conveyor* dan dimasukkan ke dalam *clinker*

*storage* silo. Dalam *clinker cooler*, *grate-grate* bergerak maju-mundur sehingga klinker akan terdorong menuju *outlet cooler*. Pada bagian ini *clinker cooler* dilengkapi dengan *clinker breaker/crusher* yang berfungsi untuk menghancurkan klinker yang berukuran besar. Debu yang berhasil disaring dicampur dengan produk dari *cooler* ke *drag conveyor* melalui *screw conveyor* sedangkan udara bersih dibuang ke udara bebas melalui *stack*.

### **2.1.5 Penggilingan Akhir**

Proses penggilingan akhir berlangsung pada *finish mill*. Penggilingan akhir di Pabrik Tuban 2 menggunakan *horizontal Ball mill* dan ada *Vertical Roller Mill* dari FLS yang memanfaatkan panas dari gas panas *cooler*. Bahan baku dalam proses penggilingan akhir terdiri dari bahan baku utama, bahan baku penolong dan bahan baku aditif. Bahan baku utama adalah klinker atau terak. Bahan baku penolong adalah *gypsum*. Bahan baku aditif yaitu *trash*, *fly ash* dan *slag*.

*Ball mill* merupakan salah satu jenis mesin penggiling yang berbentuk silinder yang berfungsi dan digunakan untuk menggiling material keras menjadi material yang sangat halus. Mesin ini biasanya digunakan dalam proses pembuatan cat, keramik, semen, kembang api, batu bara, pigmen feldspar dan serbuk material 3D printing. Secara umum prinsip kerja *ball mill* adalah mengurangi ukuran material dengan memanfaatkan gerakan bola yang jatuh kebawah pada saat bola terangkat ketika silinder berputar. Perbedaan antara *ballmill* dan *tube mill* adalah rasio panjang tabung dengan diameter tabung. Untuk *tube mill* memiliki perbandingan panjang dengan diameter (3 – 6 : 1), untuk *ball mill* rasio ini adalah (<2 : 1) (Shabana, 2010).

*Ball Mill* berfungsi sebagai bahan pengisi yang berfungsi untuk menghancurkan bahan baku semen. Pada *Cement Mill* dilakukan penambahan aditif, seperti gypsum atau trash sebagai *retarder agent* yang berfungsi untuk memperlambat waktu pengikatan dan pengerasan semen dan untuk mendapatkan semen dengan kehalusan yang telah dipersyaratkan dalam Standard Nasional Indonesia (SNI 15-2049-2004 Semen Portland, Badan Standardisasi Nasional, 2004).

Pada *ball mill* horizontal penggilingan terak secara garis besar dibagi menjadi sistem penggilingan *open circuit* dan sistem penggilingan *closed circuit*. Pada unit *open circuit* perbandingan panjang *shell* dan diameter alat kurang lebih 4:1 hingga 5:1 untuk mendapatkan kehalusan yang diinginkan. Pada unit *closed circuit* perbandingan panjang *shell* dan diameter adalah 3 : 1. Material yang telah mengalami penggilingan kemudian diangkut oleh *bucket elevator* menuju separator. Separator berfungsi untuk memisahkan semen antara semen berukuran halus dan kurang halus. Semen berukuran halus dialirkan oleh udara melalui *cyclone* menuju *bag filter* dan terakhir menuju silo.

Pada proses *Vertical Roller Mill*, bahan diumpankan melalui pipa saluran masuk dan jatuh ke pusat pelat gerinda yang berputar dengan kecepatan konstan. Gaya sentrifugal yang dihasilkan menyebabkan material terdistribusi secara merata di sekitar meja untuk membentuk lapisan material dengan ketebalan tertentu. Pada saat yang sama, bahan dihancurkan karena pemadatan dan tekan oleh penggiling di atas pelat gerinda. Pada bagian bawah penggerak gaya sentrifugal bergerak kontinyu.

Material terus bergerak ke tepi luar sehingga masuk ke dalam aliran gas panas dan dibawa ke bagian atas melalui bagian tengah. Kandungan air pada material di dalam *vertical roller mill* menguap dengan cepat ketika pertukaran panas penuh terjadi antara bahan dan gas panas. Kehalusan produk akhir ditentukan oleh penyaring. Partikel *oversize* ditolak dan jatuh kembali ke pelat gerinda dan partikel yang memenuhi syarat dibawa ke pengumpul, tempat produk jadi dikumpulkan dan dikirim ke silo penyimpanan.

### **2.1.6 Pengemasan**

Pengemasan semen dibagi menjadi dua, yaitu pengemasan dengan menggunakan sak (*kraft* dan *woven*) dan pengemasan dalam bentuk curah. Semen dalam bentuk sak akan didistribusikan ke toko-toko bangunan dan *end user*. Semen dalam bentuk curah akan didistribusikan ke proyek-proyek yang berskala besar misalnya pada pembangunan infrastruktur, jembatan. Tahapan proses pengemasan dengan menggunakan sak yaitu meliputi silo semen tempat penyimpanan produk dilengkapi dengan sistem aerasi untuk menghindari



penggumpalan (koagulasi) semen yang dapat disebabkan oleh air dari luar, dan pelindung dari udara ambient yang memiliki kelembaban tinggi. Setelah itu semen dari silo dikeluarkan dengan menggunakan udara bertekanan dari semen silo lalu dibawa ke *bin* penampungan sementara sebelum masuk ke mesin *packer* atau *loading* ke truk.

### 2.1.7 Coal Mill

*Coal Mill* merupakan tempat penggilingan batubara menjadi serbuk batubara. Batubara dari tambang diangkut ke pabrik dengan menggunakan truk dan disimpan dalam gudang beratap. Selanjutnya batu bara diangkut ke *raw coal bin* dengan menggunakan *front loader* dan *belt conveyor*. Setelah digiling dan dikeringkan didalam *coal mill*, batubara bubuk disimpan dalam *pulverized coal bin*. Untuk pengeringan didalam *coal mill* digunakan sebagian gas buang dari *preheater*. Pada waktu *rotary kiln* tidak beroperasi akan digunakan gas panas dari *hot gas generator* yang disiapkan untuk keperluan tersebut.

## 2.2 Energi

Energi adalah besaran yang harus dipindahkan pada objek agar objek tersebut dapat melakukan kerja atau agar objek tersebut dapat mengalami pemanasan. Berdasarkan Hukum Pertama Termodinamika, atau Hukum Kekekalan Energi, energi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan dalam sebuah proses namun mengalami perubahan bentuk. Energi dapat dinyatakan pada persamaan 2.1.

$$Q = \Delta U + W \quad (2.1)$$

Keterangan :

Q : panas yang masuk atau keluar sistem

$\Delta U$  : energi internal sistem

W : usaha yang dilakukan oleh sistem atau pada sistem

Salah satu bentuk energi adalah energi panas. Terdapat tiga jenis mekanisme perpindahan energi panas yaitu konduksi, konveksi dan radiasi. Uraian mengenai ketiga mekanisme tersebut disampaikan pada sub bab berikut.

### 2.2.1 Konduksi

Perpindahan kalor yang terjadi secara konduksi berarti perpindahan kalor/panas tanpa diikuti oleh perpindahan dari molekul benda tersebut. Konduksi juga dapat dikatakan sebagai transfer energi dari sebuah benda yang memiliki energi yang cukup besar menuju ke benda yang memiliki energi yang rendah. Persamaan yang digunakan untuk perpindahan kalor konduksi dikenal dengan Hukum Fourier (Incopera, dkk 1996) yang dinyatakan sebagai berikut :

$$q = -KA \frac{T_0 - T_1}{\Delta x} \quad (2.2)$$

Keterangan

q : Energi kalor (W)

K : Konduktivitas thermal (W/m.K)

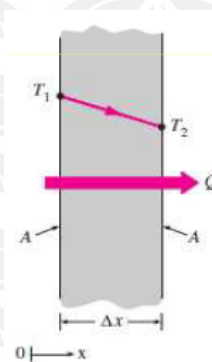
A : Luas permukaan (m<sup>2</sup>)

$\Delta x$  : Tebal penampang permukaan (m)

T<sub>0</sub> : Temperatur yang lebih tinggi ( K)

T<sub>1</sub> : Temperatur yang lebih rendah (K)

Perpindahan panas secara konduksi secara visual disampaikan pada Gambar 2.4. Konduksi terjadi dari T<sub>1</sub> menuju ke T<sub>2</sub> dengan  $\Delta x$  merupakan tebal lapisan yang menjadi media perantara perpindahan panas terhadap suatu luasan bidang tertentu.



Sumber : <https://i1.wp.com/berbagienergi.com>

**Gambar 2.4** Ilustrasi Perpindahan Panas Secara Konduksi.

### 2.2.2 Konveksi

Konveksi merupakan proses perpindahan panas yang terjadi antara permukaan padat dengan fluida yang mengalir di sekitarnya, dengan menggunakan media penghantar berupa fluida (cairan/gas) (Incopera, dkk 1996). Dasar dari proses konveksi adalah Hukum Newton. Konveksi adalah perpindahan kalor yang terjadi akibat adanya pergerakan molekul pada suatu zat. Gerakan tersebut yang menyebabkan perpindahan kalor. Konveksi dapat dibagi menjadi dua, yaitu konveksi bebas atau konveksi alamiah dan konveksi paksa. Konveksi bebas atau konveksi alamiah terjadi apabila pergerakan fluida disebabkan gaya apung (*bouyancy force*) akibat perbedaan densitas fluida tersebut. Perbedaan kerapatan tersebut bisa terjadi karena perbedaan temperatur akibat proses pemanasan. Pada konveksi paksa pergerakan fluida terjadi akibat oleh gaya luar seperti dari kipas (*fan*) atau pompa. Pada perpindahan kalor konveksi berlaku hukum pendinginan Newton, yaitu :

$$q = h \cdot A (T_0 - T_{\infty}) \quad (2.3)$$

Keterangan :

$q$  : Energi kalor (W)

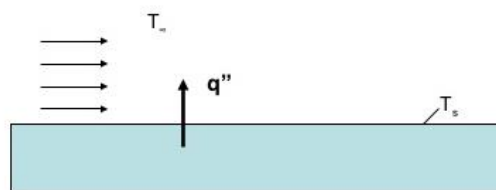
$h$  : Koefisien perpindahan kalor konveksi ( $W/m^2 \cdot K$ )

$A$  : Luas area permukaan ( $m^2$ )

$T_0$  : Temperatur permukaan (K)

$T_{\infty}$  : Temperatur ambient (K)

Konveksi terjadi pada dinding luar suatu bidang luasan terhadap kontak fluida yang mengalir sehingga terjadi perpindahan panas dari temperatur rendah ke temperatur tinggi.



Sumber : <https://image.slidesharecdn.com/perpindahankalor>

**Gambar 2.5** Ilustrasi Perpindahan Panas Secara Konveksi

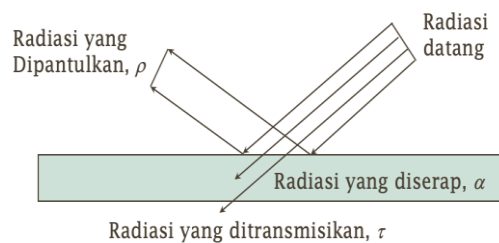
### 2.2.3 Radiasi

Radiasi merupakan proses perpindahan panas yang terjadi karena pancaran/sinar/radiasi gelombang elektromagnetik tanpa memerlukan media perantara. Dasar dari proses radiasi adalah hukum Stefan-Boltzman dengan persamaan sebagai berikut :

$$q_r = \varepsilon \sigma A T^4 \quad (2.4)$$

- $q_r$  : Perpindahan panas karena radiasi
- $\varepsilon$  : Emisivitas
- $\sigma$  : Konstanta Boltzman ;  $\sigma = 1,38 \times 10^{-23} \text{ (J/K)}$
- $T$  : Temperatur Absolut

Panas yang berpindah secara radiasi akan mengalami tiga fenomena yaitu refleksi, absorpsi dan transmisi. Ilustrasi, Refleksi, Absorpsi dan transmisi disampaikan pada gambar 2.6.



Sumber : <https://elkimkor.files.wordpress.com>

**Gambar 2.6** Ilustrasi perpindahan panas secara Radiasi

### 2.3 Eksergi

Eksergi secara termodinamika dijelaskan sebagai jumlah kerja maksimum yang dapat dihasilkan oleh sistem ketika sistem tersebut berada dalam kesetimbangan dengan lingkungan. Analisis eksergi merupakan metode yang kuat dalam analisis parameter termodinamika di dalam suatu sistem. Kegunaan analisis eksergi diantaranya : (i) evaluasi secara kuantitatif penyebab ketidaksempurnaan proses secara termodinamika; (ii) evaluasi kinerja maksimum sistem; (iii) identifikasi peralatan yang memiliki kehilangan eksergi; dan (iv) penentuan peluang pengembangan secara termodinamika.

Eksergi merupakan besaran termodinamika yang berbeda dengan energi. Berdasarkan Hukum Termodinamika, energi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan namun dapat mengalami perubahan bentuk. Sebaliknya, eksergi selalu hilang ketika proses berjalan *irreversibel*. Kehilangan eksergi sebanding dengan peningkatan entropi sistem dan lingkungan. Kehilangan eksergi disebut Anergi. Pada analisis sistem termal terdapat dua macam eksergi yaitu eksergi fisik dan eksergi kimia.

### 2.3.1 Eksergi Fisik

Eksergi fisik adalah kerja yang diperoleh suatu senyawa ketika mengalami proses *reversible* dari kondisi temperatur dan tekanan awal ke kondisi yang ditentukan berdasarkan temperatur dan tekanan lingkungan. Menurut Bejan,1996 eksergi fisik dapat dihitung dengan persamaan 2.5.

$$ex_{ph} = m(H - H_0) - [T_0(S - S_0)] \quad (2.5)$$

Keterangan :

$e_{x,ph}$  : Eksergi Fisik (kW)

$m$  : Laju Fluida (kg/s)

$H_0$  : Entalpi Lingkungan (KJ/kg)

$T_0$  : Temperatur Lingkungan (°C)

$S_0$  : Entropi Lingkungan (KJ/kg °C)

$H$  : Entalpi (KJ/kg)

$S$  : Entropi (KJ/kg °C)

### 2.3.2 Eksergi Kimia

Eksergi kimia adalah kerja yang diperoleh ketika substansi sistem dibawa kondisi lingkungan. Eksergi kimia juga didefinisikan sebagai parameter temperatur dan tekanan lingkungan ke kondisi referen yang melibatkan proses perpindahan kalor dan pergantian substansi hanya dengan lingkungan. Fenomena eksergi kimia yang terjadi pada bahan bakar dapat diperoleh berdasarkan *Lower*

*Heating Value* (LHV) bahan bakar tersebut. Menurut Bejan,1996 hubungan antara LHV dan eksergi kimia disampaikan dalam persamaan 2.6.

$$e_{x,fuel} = \zeta_{fuel} \times LHV \quad (2.6)$$

Keterangan :

$e_{x,fuel}$  : Eksergi Spesifik (kW)

$\zeta_{fuel}$  : Laju Bahan Bakar (kg/s)

LHV : *Lower Heating Value* (KJ/kmol)

Nilai rasio eksergi terhadap Lower Heating Value (LHV) bahan bakar ( $\zeta_{fuel}$ ) dapat dihitung dengan persamaan dasar komposisi atom. Nilai rasio eksergi spesifik bahan bakar hidrokarbon ( $\zeta_{caHb}$ ) terhadap nilai LHV bahan bakar tersebut dapat dihitung dengan persamaan 2.7.

$$\zeta_{caHb} = 1.033 + 0.0169 \frac{b}{a} - \frac{0.0698}{a} \quad (2.7)$$

Keterangan :

$\zeta_{caHb}$  : Eksergi spesifik bahan bakar hidrokarbon

a : Rantai Karbon

b : Rantai Hidrogen

#### 2.4 Penelitian Terdahulu

Penelitian terdahulu mengenai Efisiensi, Energi dan eksergi ditampilkan pada Tabel 2.2.

**Tabel 2.2** Penelitian Terdahulu

No	Peneliti	Tahun	Judul	Keterangan
1	Dian Wahyu dan Ruzita S	2012	Analisis Energi pada Sistem Rotary Kiln Unit Indarung IV PT Semen Padang	RKC IV Indarung, Efisiensi Energi : 93,3%
2	Farisa Ridha dan Hadiyanto	2013	Evaluasi Efisiensi Panas dan Emisi Gas Rumah Kaca Pada Rotary Kiln Pabrik Semen	Efisiensi Panas : 43,17%
3	Dedy P dan Erlan D	2015	Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem HTR-10 Siklus Turbin Uap	Eksergi : 61,7%, irreversibilitas reaktor : 27,9%
4	Aries Karyadi dan Chalilullah	2016	Analisa Energi dan Eksergi Pembangkit Listrik Tenaga Uap Banten 3 Lontar	Eksergi yang musnah : 358,1 MW
5	Irwan Rasyid S dan Darul R	2019	Analisis Energi dan Eksergi Pada Unit Rotary Kiln RKC 2 PT Semen Gresik Pabrik Tuban	Efisiensi energi : 69,2%, Efisiensi Eksergi 59,48%, Irreversibilitas : 49,52%

***-Halaman Ini Sengaja Dikosongkan-***





## BAB 3

### METODOLOGI PENELITIAN

#### 3.1 Alat Penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan bantuan aplikasi Microsoft Office Excel.

#### 3.2 Variabel Penelitian

Pada penelitian mengenai “Analisis Energi dan Eksergi Pada sistem *Rotary Kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban” menggunakan beberapa variabel yaitu laju alir massa batubara dan laju alir produk klinker. Variabel penelitian disampaikan pada Tabel 3.1. Pada Tabel 3.1 terdapat basis perhitungan dimana maksud basis tersebut merupakan angka atau data yang diperoleh dari pabrik. Kemudian untuk tanda positif dan negative merupakan *flowrate*. Tanda positif berarti penambahan sedangkan tanda negatif berarti pengurangan. Misalnya +5% jadi *flowrate* batu bara yang akan masuk data dari pabrik ditambah 5% dari data pabrik.

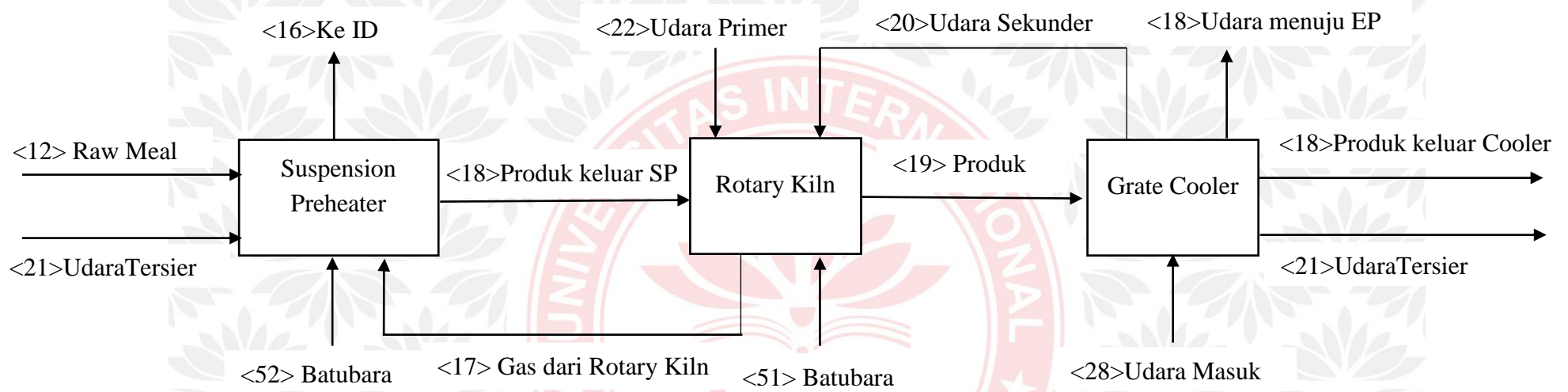
**Tabel 1.1** Variabel Penelitian

Variabel	Laju Alir Massa Batu Bara	Laju Alir Massa Produk Klinker
1	Basis	Basis
2	+5%	Basis
3	+10%	Basis
4	-5%	Basis
5	-10%	Basis
6	Basis	+5%
7	Basis	+10%
8	Basis	-5%
9	Basis	-10%

### 3.3 Analisis Alat

Alat yang akan dianalisis berupa sistem *rotary kiln* (*Suspension Preheater – Rotary Kiln – Cooler* ). Blok diagram sistem *rotary kiln* ditunjukkan pada Gambar 3.1





**Gambar 3.1** Sistem *Rotary Kiln*

### 3.4 Dasar Penyusunan Neraca Massa dan Energi

Neraca massa dan neraca energi dihitung dengan menggunakan persamaan-persamaan termodinamika, perpindahan panas serta reaksi kimia yang berlangsung di dalam sistem. Perhitungan neraca massa merupakan tahapan awal yang harus dilakukan. Data hasil perhitungan neraca massa selanjutnya digunakan untuk perhitungan neraca energi. Asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan neraca massa dan energi adalah sebagai berikut:

1. Kondisi aliran massa *steady state*.
2. Proses pembakaran berlangsung secara sempurna.
3. Perubahan temperatur lingkungan diabaikan.
4. Kebocoran udara ke luar sistem diabaikan.
5. Kapasitas panas ( $C_p$ ) gas hasil pembakaran didekati dengan  $C_p$  masing-masing gas penyusunnya.
6. Komposisi senyawa *kiln feed* dan batubara dianggap tetap.
7. Konversi yang terbentuk dalam rotary kiln sebesar 95%

### 3.5 Perhitungan Neraca Massa

Neraca massa pada proses dapat dihitung pada persamaan 3.1. Berdasarkan persamaan tersebut jumlah massa yang masuk sama dengan jumlah massa yang keluar. Data neraca massa pada unit *raw mill*, *rotary kiln*, dan *coal mill* diperoleh dari data operasi di *Plant* Unit RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.

$$\sum m_{in} = \sum m_{out} \quad (3.1)$$

Keterangan :

$m_{in}$  : massa yang masuk

$m_{out}$  : massa yang keluar

Neraca massa pada *suspension preheater* dapat dihitung dengan menggunakan hukum kekekalan massa. Perhitungan tersebut dapat dilihat pada persamaan 3.2 dan 3.3. Pada *suspension preheater* bahan yang masuk terdiri dari *limestone*, *clay*, pasir silika dan pasir besi.

$$\sum m_{in} = m_{raw\ meal} + m_{udara\ tersier} + m_{batubara} + m_{gas\ dari\ kiln} \quad (3.2)$$

$$\sum m_{out} = m_{produk\ SP} + m_{gasbuang} \quad (3.3)$$

Neraca Massa di *rotary kiln* dapat dihitung berdasarkan hukum kekekalan massa. Perhitungan tersebut dapat dilihat pada persamaan 3.4 dan 3.5.

$$\sum m_{in} = m_{coal} + m_{kilnfeed} + m_{udara\ primer} + m_{udara\ sekunder} \quad (3.4)$$

$$\sum m_{out} = m_{clinker} + m_{gasbuang} \quad (3.5)$$

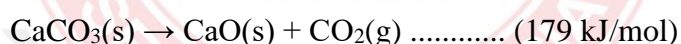
Neraca Massa di *cooler* dapat dihitung berdasarkan hukum kekekalan massa. Perhitungan tersebut dapat dilihat pada persamaan 3.6 dan 3.7.

$$\sum m_{in} = m_{clinker} + m_{udara} \quad (3.6)$$

$$\sum m_{out} = m_{produk} + m_{udara\ tersier} + m_{udara\ sekunder} + m_{udara\ ke\ EP} \quad (3.7)$$

### 3.5.1 Penentuan Massa sisa CaCO<sub>3</sub> dan MgCO<sub>3</sub>

Pada *rotary kiln* terjadi reaksi kalsinasi, di dalam *rotary kiln* reaksi yang terjadi sebesar 100% dan termasuk reaksi yang paling banyak menggunakan energi dengan massa yang masuk berupa CaCO<sub>3</sub> dan MgCO<sub>3</sub>. Pada reaksi terjadi pelepasan CO<sub>2</sub> dari senyawa CaCO<sub>3</sub> dan MgCO<sub>3</sub>. Persamaan yang terbentuk adalah sebagai berikut :



Menurut Duda 1985, massa CaCO<sub>3</sub> dan MgCO<sub>3</sub> dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.8 dan 3.9.

$$m_{CaCO_3} (\text{terkalsinasi}) = \text{derajat kalsinasi} \times m_{CaCO_3} \quad (3.8)$$

$$m_{MgCO_3} (\text{terkalsinasi}) = \text{derajat kalsinasi} \times m_{MgCO_3} \quad (3.9)$$

Massa CaO dan MgO hasil kalsinasi dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.10 dan 3.11.

$$m_{CaO} (\text{hasil kalsinasi}) = m_{CaCO_3} (\text{terkalsinasi}) \times \frac{BM_{CaO}}{BM_{CaCO_3}} \quad (3.10)$$

$$m\text{MgO (hasil kalsinasi)} = m\text{MgCO}_3 \text{ (terkalsinasi)} \times \frac{BM \text{ MgO}}{BM \text{ MgCO}_3} \quad (3.11)$$

Massa CO<sub>2</sub> hasil kalsinasi dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.12

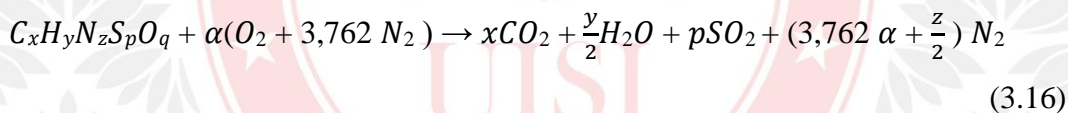
$$m\text{CO}_2 \text{ (hasil kalsinasi)} = m\text{CaCO}_3 \text{ (terkalsinasi)} \times \frac{BM \text{ CO}_2}{BM \text{ CaCO}_3} \quad (3.12)$$

### 3.5.2 Penentuan Massa Udara Pembakaran

Syarat utama dalam proses pembakaran adalah adanya udara. Udara pembakaran merupakan udara yang diperlukan pada proses pembakaran di dalam *rotary kiln*. Besarnya massa udara pembakaran dapat ditentukan dengan perhitungan pembakaran batubara teoritis. Proses pembakaran batubara menghasilkan reaksi kimia sesuai persamaan berikut :



persamaan umum untuk reaksi pembakaran secara teoritis batubara berdasarkan pada persamaan 3.16.



Keterangan :

$$x = \frac{\% \text{ C}}{Ar \text{ C}}$$

$$y = \frac{\% \text{ H}}{Ar \text{ H}}$$

$$z = \frac{\% \text{ N}}{Ar \text{ N}}$$

$$p = \frac{\% \text{ S}}{Ar \text{ S}}$$

$$q = \frac{\% \text{ O}}{Ar \text{ O}}$$

Jumlah mol udara untuk pembakaran teoritis ( $\alpha$ ) diperoleh dengan menyamakan jumlah mol unsur-unsur kimia pada sisi produk dan reaktan seperti pada persamaan 3.17.

$$\alpha = x + \frac{y}{4} + p - \frac{q}{2} \quad (3.17)$$

Jumlah mol batu bara yang masuk kedalam *rotary kiln* dapat ditentukan dengan menggunakan rumus pada persamaan 3.18.

$$\text{Mol batubara} = \frac{\text{massa batubara}}{Mr \text{ batubara}} \quad (3.18)$$

Komposisi batubara yang masuk ditampilkan pada Tabel 3.2 sebagai berikut :

**Tabel 3.2** Komposisi Klinker

Komponen	% Berat
C (karbon)	53,43 %
H (hidrogen)	4,15%
N (nitrogen)	0,87%
O (oksigen)	23,24%
S (sulfur)	0,18%
H <sub>2</sub> O (air)	14,88%
Ash content	3,25%
Total	100%

Sumber : Laboratorium evaluasi proses tuban 1 dan 2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban

Massa gas buang yang terbentuk untuk satuan total massa batubara yang diumpankan ke *rotary kiln* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.19, 3.20, 3.21 dan 3.22.

Perhitungan massa H<sub>2</sub>O adalah sebagai berikut :

$$\text{Massa H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \times Mr \text{ H}_2\text{O ton/h} \quad (3.19)$$

Perhitungan massa N<sub>2</sub> adalah sebagai berikut :

$$\text{Massa N}_2 = \text{mol N}_2 \times Mr \text{ N}_2 \text{ ton/h} \quad (3.20)$$

Perhitungan massa CO<sub>2</sub> adalah sebagai berikut :

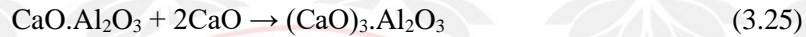
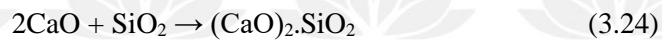
$$\text{Massa CO}_2 = \text{mol CO}_2 \times Mr \text{ CO}_2 \text{ ton/h} \quad (3.21)$$

Perhitungan massa SO<sub>2</sub> adalah sebagai berikut :

$$\text{Massa SO}_2 = \text{mol SO}_2 \times \text{Mr SO}_2 \text{ ton/h} \quad (3.22)$$

### 3.5.3 Penentuan Massa Klinker

*Rotary kiln* merupakan tempat terjadinya reaksi kimia akibat adanya pembakaran. Reaksi ini disebut juga reaksi pembentukan klinker. Berikut ini merupakan proses dari pembentukan klinker :



Komposisi klinker yang keluar ditampilkan pada Tabel 3.3 sebagai berikut :

**Tabel 3.3** Komposisi Klinker

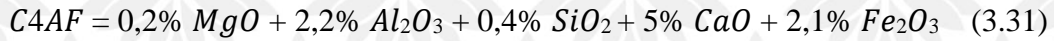
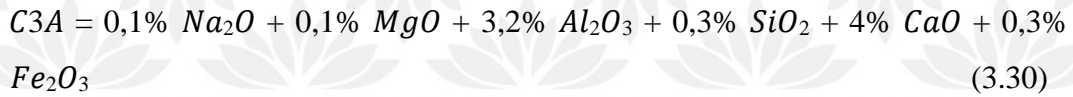
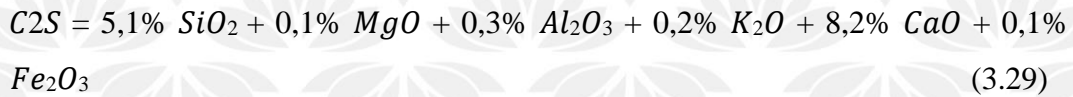
Komponen	% Berat
C <sub>3</sub> A	9,31 %
C <sub>4</sub> AF	11,34 %
C <sub>2</sub> S	18,44 %
C <sub>3</sub> S	58,05 %
Na <sub>2</sub> O	0,01 %
K <sub>2</sub> O	0,41 %
L O I	-
SO <sub>3</sub>	0,24 %
MgO	1,24 %
Impuritis	0,97 %
Total	100%

Sumber : Walter, H Duda, Cement Data Book, Macdonald & Even, London, 1985

Senyawa klinker yang terbentuk dapat dihitung dengan menggunakan rumus sesuai persamaan 3.28, 3.29, 3.30, 3.31 dan 3.32.

$$\begin{aligned} C_3S = & 48\% \text{ CaO} + 17\% \text{ SiO}_2 + 0,7\% \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0,5\% \text{ Fe}_2\text{O}_3 + 0,1\% \text{ SO}_3 + 0,1\% \\ & \text{K}_2\text{O} + 0,1\% \text{ Na}_2\text{O} + 0,7\% \text{ MgO} \end{aligned} \quad (3.28)$$





Jumlah mineral *compound clinker* yang terbentuk ditampilkan pada Tabel 3.4 sebagai berikut:

**Tabel 3.4** Komposisi Mineral Compound Clinker

Mineral <i>compound</i> yang terbentuk	Persentase (%)
Alite	67,2
Belite	14
Aluminate	8
Ferrite	9,9
Free Lime	0,9
Total	100

Sumber : Walter, H Duda, Cement Data Book, Macdonald & Even, London, 1985

Menurut FLSmidth, 2003, perhitungan massa klinker yang terbentuk dilakukan melalui persamaan 3.33.

$$M_{clinker} = f_{clinker} \times m_{rawmix\ total} \quad (3.33)$$

### 3.6 Perhitungan Neraca Energi

Neraca energi adalah persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara energi masuk dan energi keluar suatu sistem yang berdasarkan pada atuan waktu operasi. Energi dapat dipindahkan dalam bentuk panas (Q) atau dalam bentuk kerja (W).

$$\sum E_{in} = \sum E_{out} \quad (3.34)$$

$$Q + \sum m_{in}h_{in} = W + \sum m_{out}h_{out} \quad (3.35)$$

Keterangan :

$E_{in}$ : laju energi yang masuk

$E_{out}$ : laju energi yang keluar

$Q$ : laju panas masuk dikurangi laju panas keluar

$W$ : laju daya keluar dikurangi laju daya masuk

$m_{in}$ : massa yang masuk

$m_{out}$ : massa yang keluar

$h$ : entalpi spesifik

Perhitungan neraca energi diasumsikan tidak ada perubahan pada energi kinetik dan potensial selama perpindahan panas. Persamaan neraca energi dapat dilihat berdasarkan persamaan 3.36.

$$\sum m_{in}h_{in} = W + \sum m_{out}h_{out} \quad (3.36)$$

Berikut adalah uraian perhitungan neraca energi pada unit *Rotary Kiln* RKC-2 Pabrik Semen.

### 3.6.1 Perhitungan Energi Panas Batubara

Energi Panas Batubara dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.37, 3.38 dan 3.39.

$$Q_{bb} = (H_c \times m) \quad (3.37)$$

$$HHV = 33950 C + 144200 \left( H_2 - \left( \frac{O_2}{8} \right) \right) + 9400 S \quad (3.38)$$

$$LHV = HHV - 2400 (M + 9H_2) \quad (3.39)$$

Keterangan :

$Q_{bb}$ : Panas bahan bakar (kJ/kg bahan bakar)

$m$ : massa batu bara (kg/h)

### 3.6.2 Perhitungan Panas Sensibel Batubara

Panas sensibel batubara dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.40

$$Q_c = c_c \times m_b \times T_b \quad (3.40)$$

Keterangan :

$c_c$  : panas spesifik batubara (kJ/kg °C) ,  $c_c$  : 1,2 kJ/kg°C ( $T = 72$  °C)

$m_b$  : massa batubara (kg/h)

$T_b$  : temperatur batubara (°C)

### 3.6.3 Perhitungan Panas *Kiln Feed*

Panas *kiln feed* dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.41.

$$Q_{rm} = m_{kf} \times c_{kf} \times T_{kf} \quad (3.41)$$

Keterangan :

$C_{rm}$  : panas spesifik *kiln feed* (kJ/kg°C) ,  $c_{rm}$  : 1,08 kJ/kg°C

$m_{rm}$  : massa *kiln feed* (kg/h)

$T_{rm}$  : temperatur *kiln feed* (°C)

### 3.6.4 Perhitungan Panas dari CaO

Panas dari CaO (*limestone*) dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.42.

$$Q_{CaO} = m_{CaO} \times c_{CaO} \times T_{CaO} \quad (3.42)$$

Keterangan :

$C_{CaO}$  : panas spesifik CaO (kJ/kg°C) ,  $c_{CaO}$  : 0,87 kJ/kg°C

$m_{CaO}$  : massa CaO (kg/h)

$T_{CaO}$  : temperatur CaO (°C)

### 3.6.5 Perhitungan Panas dari MgO

Panas dari MgO dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.43.

$$Q_{MgO} = m_{MgO} \times c_{MgO} \times T_{MgO} \quad (3.43)$$

Keterangan :

$Q_{MgO}$  : panas spesifik MgO (kJ/kg°C),  $C_{MgO}$  : 12,01 kJ/kg°C

$MgO$  : massa MgO (kg/h)

$T_{MgO}$  : temperatur MgO ( $^{\circ}C$ )

### 3.6.6 Perhitungan Panas Udara Pembakaran

Panas udara yang digunakan untuk proses pembakaran dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.44.

$$Q_{udara} = m_{udara} \times C_{udara} \times T_{udara} \quad (3.44)$$

Keterangan :

$C_{udara}$  : panas spesifik udara ( $kJ/kg^{\circ}C$ ),  $C_{udara}$  : 1,12  $kJ/kg^{\circ}C$

$m_{udara}$  : massa udara ( $kg/h$ )

$T_{udara}$  : temperatur udara ( $^{\circ}C$ )

### 3.6.7 Perhitungan Panas dari Klinker

Panas yang dihasilkan oleh clinker dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.45.

$$Q_{clinker} = m_{clinker} \times C_{clinker} \times T_{clinker} \quad (3.45)$$

Keterangan :

$C_{clinker}$  : panas spesifik clinker ( $kJ/kg^{\circ}C$ ),  $C_{clinker}$  : 1,1  $kJ/kg^{\circ}C$

$m_{clinker}$  : massa clinker ( $kg/h$ )

$T_{clinker}$  : temperatur clinker ( $^{\circ}C$ )

### 3.6.8 Perhitungan Panas dari Gas Buang Kiln

Panas dari gas buang *kiln* dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.46.

$$Q = m \int_{T_{ref}}^T C_p (T) dT \quad (3.46)$$

Keterangan :

$m$  : massa klinker ( $kg/h$ )

$c_p$  : kapasitas panas ( $J/mol K$ )

$T$  : temperatur ( $^{\circ}C$ )

### 3.6.9 Perhitungan *Losses Dinding Kiln Shell*

Kehilangan panas yang terjadi pada dinding *kiln shell* disebabkan oleh dua faktor yaitu radiasi dan konveksi dengan rumus yang dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.47, 3.48 dan 3.49.

#### Radiasi

*heat loss* akibat radiasi dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.47 sebagai berikut :

$$Q_r = \sigma \varepsilon A_{pk} (T_s^4 - T_\infty^4) \quad (3.47)$$

Keterangan :

$A_{pk}$  : luas permukaan *kiln* yang terdiri atas tabung dan *cone* ( $m^2$ )

$\sigma$  : konstanta Stefan Boltzman =  $5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}$

$\varepsilon$  : emisivitas bahan ;  $\varepsilon = 0,78$  (*oxidized surface*)

$T_s$  : temperatur permukaan (K)

$T_\infty$  : temperatur lingkungan (K)

#### Konveksi

*heat loss* akibat konveksi dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.48 dan 3.49 sebagai berikut :

$$Q_r = h_{con} A_{pk} (T_s - T_\infty) \quad (3.48)$$

$$h_m = \frac{k_{Num}}{D} \quad (3.49)$$

Keterangan :

$T_s$  : temperatur permukaan (K)

$T_\infty$  : temperatur lingkungan (K)

### 3.7 Perhitungan Neraca Eksergi

Hukum Termodinamika Kedua menyatakan bahwa selain memiliki kuantitas, energi juga memiliki kualitas dan suatu proses yang riil akan berlangsung pada arah kualitas energi yang semakin menurun. Jadi walaupun tidak ada kuantitas energi yang hilang, kualitas energi selalu berkurang selama proses. Besaran dari kualitas energi disebut eksergi. Neraca eksergi dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.50, 3.51 dan 3.52.

$$\sum EX_{in} - \sum EX_{out} = \sum EX_{dest} \quad (3.50)$$

$$\sum EX_{dest} = \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) Q_k - W + \sum m_{in} \Psi_{in} - \sum m_{out} \Psi_{out} \quad (3.51)$$

$$\Psi = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (3.52)$$

Keterangan :

$EX_{in}$  : laju eksergi masuk

$EX_{out}$  : laju eksergi keluar

$EX_{dest}$  : laju eksergi rusak

$T_0$  : temperatur lingkungan

$T_k$  : temperatur pada lokasi k

$Q_k$  : laju perpindahan panas pada batas  $T_k$  dan lokasi k

$W$  : laju kerja

$\Psi$  : aliran eksergi

$s$  : entropi spesifik

$s_0$  : entropi spesifik pada kondisi  $T_0$  dan  $P_0$

#### 3.7.1 Perhitungan Eksergi Fisik

Eksergi fisik yaitu eksergi yang berhubungan dengan perubahan tekanan dan temperatur suatu aliran zat. Menurut Bejan, 1996, eksergi fisik dapat dihitung berdasarkan persamaan sebagai berikut :

$$E^{PH} = m (h - h_0) - T_0 (S - S_0) \quad (3.53)$$

Keterangan :

$E^{PH}$  : Eksergi Fisik (kW)

$m$  : Laju Fluida (kg/s)

$h$  : Entalpi Fluida (kJ/kg)

$h_o$  : Entalpi Lingkungan (kJ/kg)

$T_o$  : Temperatur Lingkungan ( $^{\circ}\text{C}$ )

$S$  : Entropi Fluida (kJ/kg  $^{\circ}\text{C}$ )

$S_o$  : Entropi Lingkungan (kJ/kg  $^{\circ}\text{C}$ )

### 3.7.2 Perhitungan Eksergi Kimia

Eksergi kimia yaitu eksergi yang berhubungan dengan perubahan senyawa kimia. Menurut Bejan 1996, eksergi kimia dapat dihitung berdasarkan persamaan sebagai berikut :

$$E^{CH} = m \times e^{CH} \quad (3.54)$$

Keterangan :

$E^{CH}$  : Eksergi Kimia (kW)

$m$  : Laju Fluida (kg/s)

$e^{CH}$  : Nilai Eksergi Molar (kJ/kmol)

### 3.8 Analisis Energi dan Eksergi

Ireversibilitas merupakan besaran yang menyatakan jumlah eksergi yang rusak pada sistem tertutup atau jumlah kerja potensial yang terbuang. Untuk sistem dengan efisiensi tinggi, nilai  $I$  rendah atau sebaliknya. Jika nilai  $I$  lebih besar dari 0 maka terjadi *ireversibilitas* di dalam sistem. Namun, jika  $I$  sama dengan 0 maka tidak terjadi *ireversibilitas* pada sistem. perhitungan *ireversibilitas* pada sistem tertutup dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.55.

$$I = \sum Ex_{dest} = T_o X s_{gen} \quad (3.55)$$

Keterangan :

$I$  : ireversibilitas

$T_o$  : temperatur lingkungan

$s_{gen}$  : entropi yang dihasilkan sistem proses

Analisis eksergi dilakukan berdasarkan hubungan antara kerja nyata dan kerja maksimal yang dapat diperoleh pada proses *reversibel*. Hal ini dinyatakan pada persamaan 3.56.

$$W_{act} = W_{maks} - I \quad (3.56)$$

Keterangan :

$W_{act}$  : kerja nyata

$W_{maks}$  : kerja maksimal

$I$  : ireversibilitas

Energi maksimal dapat dihitung berdasarkan persamaan 3.57.

$$W_{maks} = \Delta E_{ks} = E_{ksin} - E_{ksout} \quad (3.57)$$

Keterangan :

$W_{maks}$  : kerja maksimal

$E_{ksin}$  : eksergi masuk

$E_{ksout}$  : eksergi keluar



## **BAB 4**

### **HASIL DAN PEMBAHASAN**

#### **4.1 Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban**

Pada penelitian ini bertujuan untuk melakukan analisis energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln*, melakukan identifikasi kehilangan energi dan eksergi pada *rotary kiln* serta memperoleh data efisiensi energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln*. Dalam penelitian ini dilakukan perhitungan neraca massa, neraca energi, neraca entropi dan neraca eksergi berdasarkan data yang diperoleh dari Sistem *Rotary Kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban.

##### **4.1.1 Data Lapangan**

Data lapangan yang diperoleh dari data *Central Control Room* (CCR) Tuban 1 & 2, data Laboratorium Evaluasi Proses Tuban 1 & 2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban (Persero), Tbk. Pada tanggal 23 April 2019, pukul 13.00 – 15.30 (Rahman dan Rasyid, 2019).

##### **4.1.2 Hasil Analisis Energi Pada Sistem Rotary Kiln**

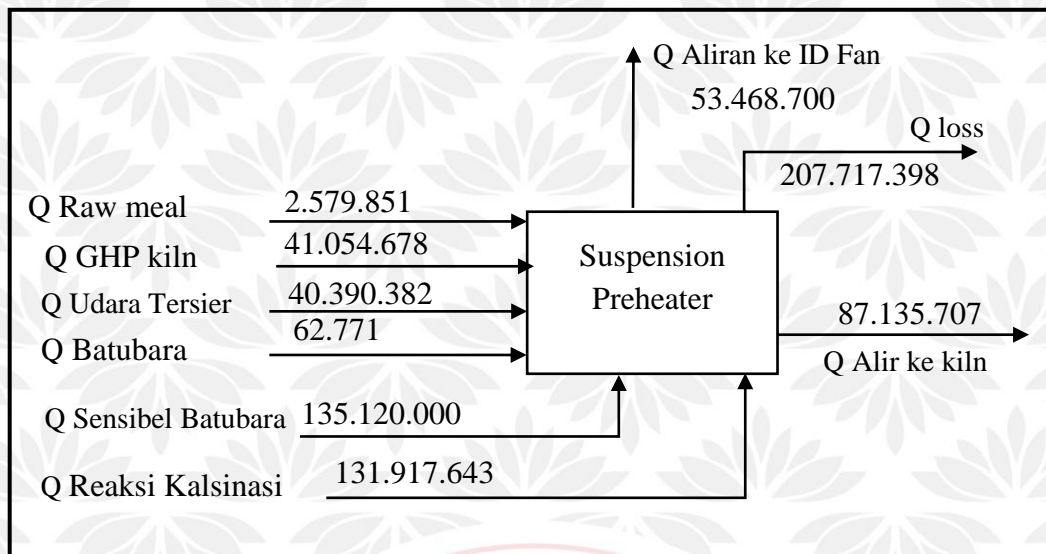
Perhitungan neraca energi panas pada sistem *rotary kiln* ditunjukkan pada Tabel 4.1, Tabel 4.2 dan Tabel 4.3 sebagai berikut :

**Tabel 4.1** Neraca Energi Panas Pada *Suspension Preheater*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kkal/jam)	Komponen	Hasil (kkal/jam)
Feed dari Raw Mill	2.579.851	Aliran ke kiln	87.135.707
Gas hasil pembakaran kiln	41.054.678	Aliran ke ID fan	53.468.700
Udara Tersier	40.390.382	Panas latent penguapan air	3.183.947
Batubara ke kalsiner	62.771	Panas hilang	207.717.398
Reaksi kalsinasi	131.917.643		
pembakaran Batubara	135.120.000		
Total	351.505.752		351.505.752

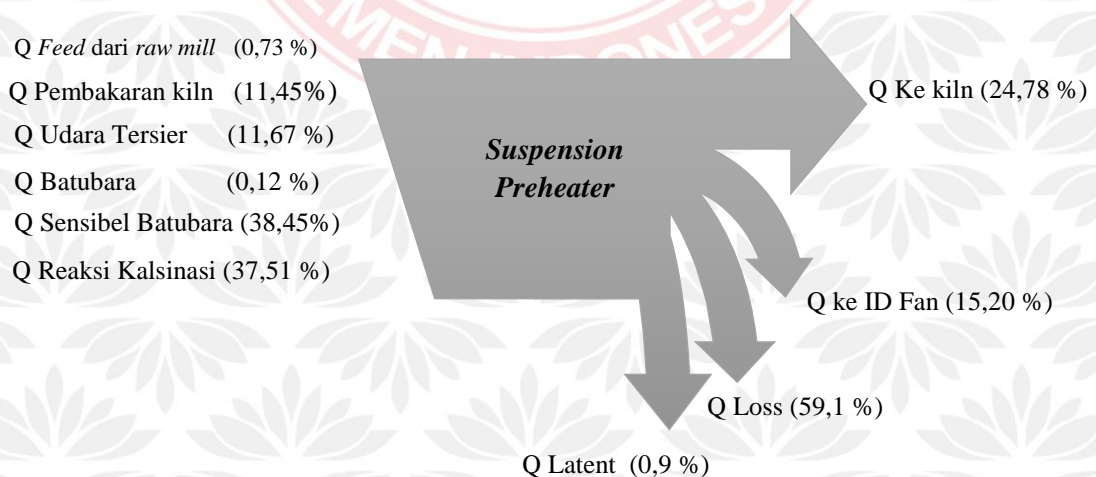
Berdasarkan Tabel 4.1 dapat diketahui bahwa total energi panas yang masuk sebesar 351.505.752 kkal/jam dan energi panas yang keluar sebesar 143.788.354 kkal/jam. Berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah energi yang masuk dan keluar. Total energi yang masuk jauh lebih besar daripada energi yang keluar. Selisih antara jumlah energi yang masuk dan keluar menunjukkan adanya energi panas yang hilang atau *heat loss* sebesar 207.717.398 kkal/jam.

Blok diagram neraca energi pada *Suspension Preheater* ditampilkan pada Gambar 4.1. Berdasarkan gambar tersebut, energi panas masuk terdiri dari *panas feed* dari raw mill sebesar 2.579.851 kkal/jam, panas udara pembakaran kiln sebesar 41.054.678 kkal/jam, panas udara tersier sebesar 40.390.382 kkal/jam, panas dari batubara sebesar 62.771 kkal/jam, panas dari reaksi kalsinasi sebesar 131.917.643 kkal/jam dan panas sensibel batubara sebesar 135.120.000 kkal/jam. Panas reaksi ini digunakan untuk proses pemanasan awal dan proses pre-kalsinasi.



**Gambar 4.1** Blok Diagram Neraca Energi *Suspension Preheater*

Diagram Sankey yang menunjukkan aliran energi pada *Suspension Preheater* ditunjukkan pada Gambar 4.2. Berdasarkan gambar tersebut, dapat dilihat bahwa energi panas yang masuk paling besar berasal dari energi hasil pembakaran batubara yaitu sebesar 38,45%. Energi yang dihasilkan cukup besar dibandingkan dengan yang lain karena pembakaran batubara membutuhkan jumlah panas yang besar. Energi panas yang paling banyak digunakan adalah energi untuk proses pembakaran batubara yaitu sebesar 38,45 % dari total energi panas yang masuk ke dalam *suspension preheater*.



**Gambar 4.2** Diagram Sankey Aliran Energi Pada *Suspension Preheater*.

**Tabel 4.2** Neraca Energi Panas Pada *Rotary Kiln*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kcal/jam)	Komponen	Hasil (kcal/jam)
<i>Kiln feed</i>	87.135.707	Gas buang	35.976.043
Udara Sekunder	28.622.893	Klinker	151.243.897
Udara Primer	11.653	Panas hilang	104.448.925
Batubara	263.281		
Reaksi Klinkerisasi	99.670.331		
Sensibel Batu Bara	75.005.000		
Total	291.708.865	Total	291.708.865

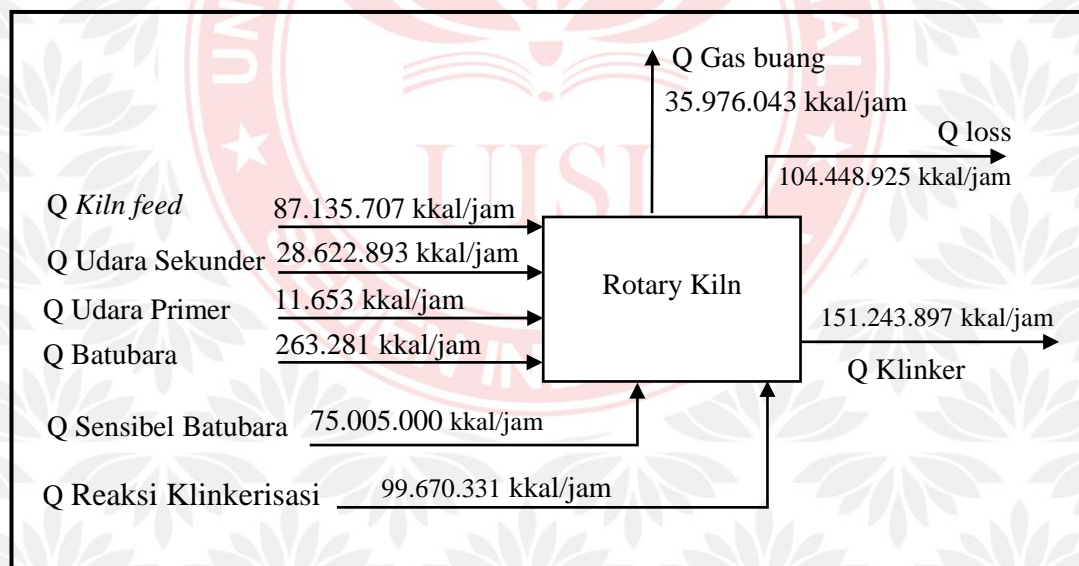
Berdasarkan Tabel 4.2 dapat diketahui bahwa total energi panas yang masuk sebesar 291.708.865 kkal/jam dan energi panas yang keluar sebesar 187.219.940 kkal/jam. Berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah energi yang masuk dan keluar. Total energi yang masuk jauh lebih besar daripada energi yang keluar. Selisih antara jumlah energi yang masuk dan keluar menunjukkan adanya energi panas yang hilang atau *heat loss* sebesar 104.448.925 kJ/jam. Berdasarkan penelitian, panas yang hilang terjadi karena tiga faktor yaitu radiasi, konveksi dan konduksi. Perhitungan kehilangan panas karena radiasi, konveksi dan konduksi disampaikan pada Lampiran B. Jumlah panas yang hilang karena radiasi, konveksi dan konduksi masing-masing sebesar 2.694.766 ; 88.903.753 dan 10.709.053 kkal/jam. Persentase kehilangan panas karena faktor radiasi, konveksi dan konduksi masing-masing 0,92% ; 30,47% dan 3,67%.

Faktor konduksi bisa terjadi pada permukaan dinding dalam atau luar pada alat *rotary kiln*. Dinding *rotary kiln* dilapisi batu tahan api yang berfungsi untuk menjaga agar lapisan baja pada *rotary kiln* tidak meleleh. Faktor konveksi disebabkan oleh perpindahan panas melalui zat perantara fluida (gas dan cair). Pada proses ini terjadi kontak langsung antara udara panas pembakaran dan material *kiln feed* dalam *rotary kiln* yang dapat menyebabkan kenaikan temperatur disetiap titik pada alat *rotary kiln*. Faktor radiasi disebabkan karena adanya

pancaran panas dari tungku atau perapian yang terbuka, sehingga energi panas tersebut lolos ke lingkungan (Rahman dan Rasyid, 2019).

Berdasarkan hasil tersebut, diketahui bahwa faktor kehilangan panas secara konveksi lebih dominan dibandingkan secara radiasi dan konduksi. Total kehilangan energi panas tersebut sebesar 88.903.753 kkal/jam jika dikonversikan menjadi panas pembakaran batubara *low rank coal* setara dengan 545,2 ton batubara per hari. Upaya pemanfaatan energi yang optimum pada *rotary kiln* dapat menghemat konsumsi batubara.

Blok diagram neraca energi pada *rotary kiln* ditampilkan pada Gambar 4.3 Berdasarkan gambar tersebut, energi panas masuk terdiri dari *kiln feed* sebesar 87.135.707 kkal/jam, panas udara pembakaran primer dan sekunder sebesar 28.634.546 kkal/jam, panas dari batubara sebesar 263.281 kkal/jam, panas dari reaksi klinkerisasi sebesar 99.670.331 kkal/jam dan panas sensibel batubara sebesar 75.005.000 kkal/jam. Panas reaksi klinkerisasi digunakan untuk pembentukan senyawa  $C_4AF$ ,  $C_3A$ ,  $C_2S$  dan  $C_3S$ .



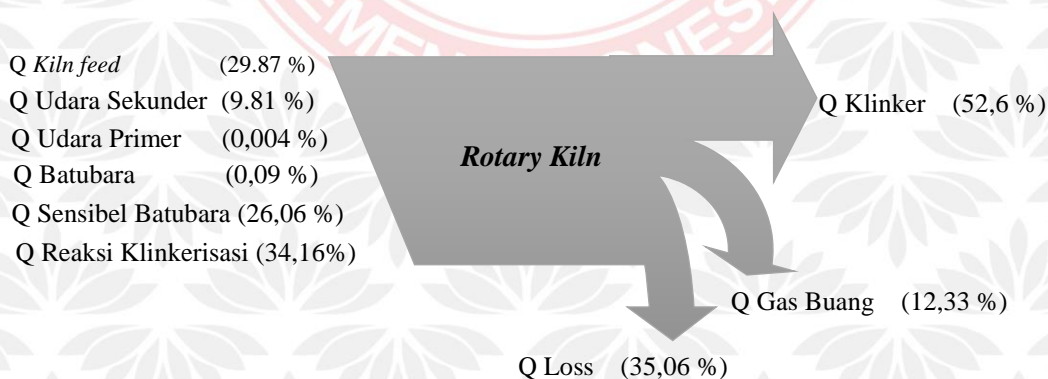
**Gambar 4.3** Blok Diagram Neraca Energi *Rotary Kiln*

Berdasarkan Gambar 4.3 sebesar 187.219.940 kkal/jam merupakan jumlah panas yang keluar dari *rotary kiln*. Energi panas sebesar 151.243.897 kkal/jam digunakan untuk proses pembentukan klinker. Sedangkan energi sebesar 35.976.043 kkal/jam dalam bentuk gas buang. Panas dari gas buangan

diumpangkan kembali menuju ke *Suspension Preheater* sebagai udara pemanasan awal *kiln feed*. Selain itu, terdapat panas yang hilang atau *heat loss* sebesar 104.448.925 kkal/jam. Berdasarkan hasil perhitungan diatas, menunjukkan bahwa energi pembentukan klinker merupakan energi yang paling banyak digunakan dalam *rotary kiln*. Berdasarkan penelitian yang telah kami lakukan, diperoleh nilai energi yang dibutuhkan untuk memproduksi 1 ton klinker adalah sebesar 441.864 kkal. Menurut data dari (*cement data book*), energi yang dibutuhkan dalam proses produksi 1 ton klinker adalah minimal 429.922 kkal.

Diagram Sankey sistem *rotary kiln* disampaikan pada Gambar 4.4 Berdasarkan Gambar tersebut energi *input* paling besar berasal dari energi dari proses klinkerisasi yaitu sebesar 34,16%. Energi yang dihasilkan cukup besar karena pada kiln terjadi reaksi eksotermis pada batubaraan udara sehingga melepas panas dari sistem kelingungan.

*Heat loss* pada *rotary kiln* adalah 35,06% sedangkan pada *suspension preheater* adalah 59,1% sehingga efisiensi energi pada *rotary kiln* lebih besar daripada *suspension preheater*. *Heat loss* pada *suspension preheater* terjadi reaksi kalsinasi sebesar 85% yaitu pada proses tersebut membutuhkan energi yang cukup besar (Mahmud, 2018). Berdasarkan penelitian Engin,2002, efisiensi sistem kiln yang optimal sebesar 50%.



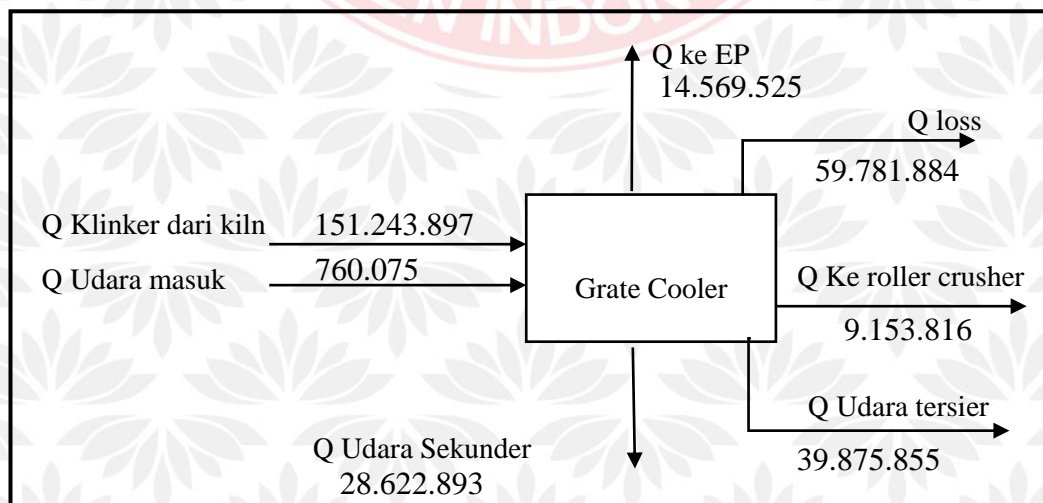
**Gambar 4.4** Diagram Sankey Aliran Energi Pada *Rotary Kiln*.

**Tabel 4.3** Neraca Energi Panas Pada *Grate Cooler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kkal/jam)	Komponen	Hasil (kkal/jam)
<i>Clinker</i> dari kiln	151.243.897	Udara tersier	39.875.855
Udara masuk	760.075	Udara sekunder	28.622.893
		Menuju ke EP	14.569.525
		Ke <i>roller crusher</i>	9.153.816
		Panas hilang	59.781.884
Total	153.003.973	Total	153.003.973

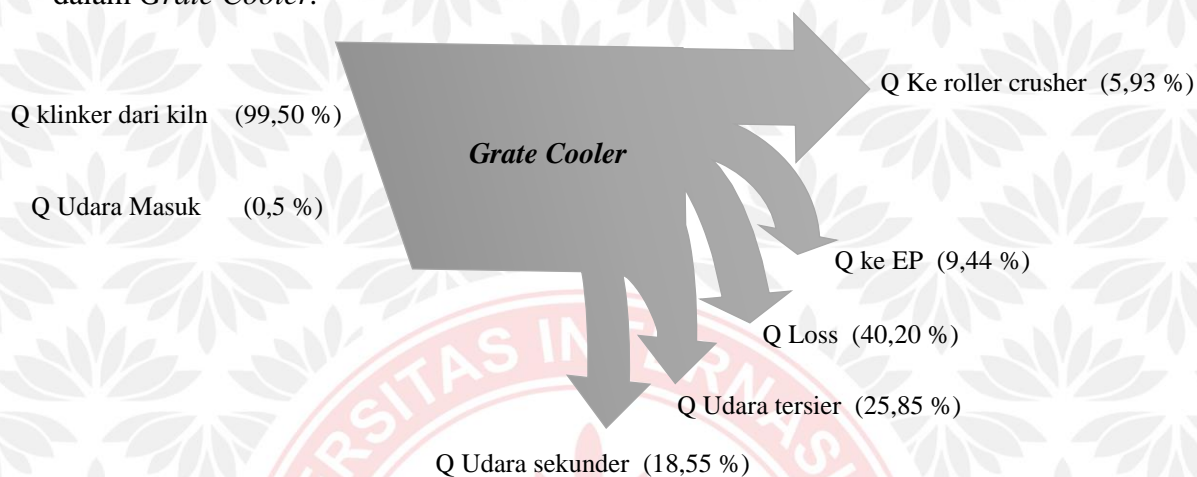
Berdasarkan Tabel 4.3 dapat diketahui bahwa total energi panas yang masuk sebesar 153.003.973 kkal/jam dan energi panas yang keluar sebesar 92.222.089 kkal/jam. Berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah energi yang masuk dan keluar. Total energi yang masuk jauh lebih besar daripada energi yang keluar. Selisih antara jumlah energi yang masuk dan keluar menunjukkan adanya energi panas yang hilang atau *heat loss* sebesar 59.781.884 kkal/jam.

Blok diagram neraca energi pada *Cooler* ditampilkan pada Gambar 4.5 Berdasarkan gambar tersebut, energi panas masuk terdiri dari panas klinker dari kiln sebesar 151.243.897 kkal/jam, panas udara masuk cooler sebesar 3.180.232 kJ/jam



**Gambar 4.5** Blok Diagram Neraca Energi *Grate Cooler*

Diagram Sankey yang menunjukkan aliran energi pada *Grate Cooler* ditunjukkan pada Gambar 4.6 Berdasarkan gambar tersebut, dapat dilihat bahwa energi panas yang masuk paling besar berasal dari energi hasil dari proses pembentukan klinker yaitu sebesar 99,50 % dari total energi panas yang masuk ke dalam *Grate Cooler*.



**Gambar 4.6** Diagram Sankey Aliran Energi Pada *Grate Cooler*.

#### 4.1.3 Pengaruh Laju Alir Massa Produk Klinker Terhadap Efisiensi Energi

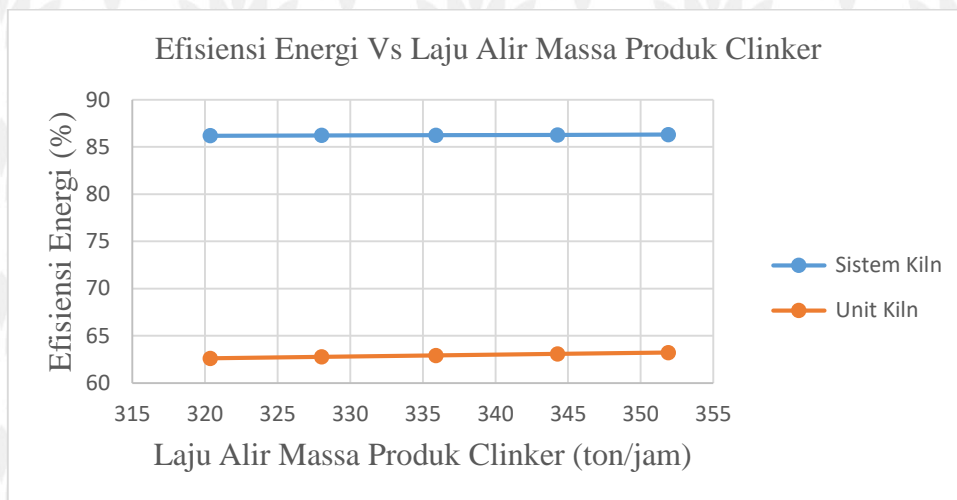
Hasil yang didapatkan dari penelitian ini diperoleh berdasarkan data *daily report* PT. Semen Gresik Pabrik Tuban. Data yang digunakan dalam perhitungan adalah data-data *inlet dan outlet* dari sitem *rotary kiln*. Penelitian ini menggunakan variabel bebas dan variabel tetap. Variabel bebas yang digunakan adalah laju alir batubara dan laju alir massa produk klinker. Hubungan pengaruh variabel laju alir massa produk klinker ditunjukkan pada Gambar 4.7.

Berdasarkan Gambar 4.7 pada rentang laju alir massa 320 – 352 ton/jam. Pada sistem *rotary kiln* semakin tinggi laju alir massa produk klinker maka efisiensi energi semakin tinggi. Efisiensi energi tertinggi terdapat pada laju alir massa produk klinker sebesar 351.919,77 kg/jam dengan nilai efisiensi energi 88,58 %. Sedangkan pada unit *rotary kiln* semakin tinggi laju alir massa produk klinker maka efisiensi energi semakin tinggi. Efisiensi energi tertinggi terdapat pada laju alir massa produk klinker sebesar 351.919,77 kg/jam dengan nilai efisiensi energi 68,44%. Semakin tinggi laju alir produk klinker maka pemanfaatan panas hasil pembakaran batubara semakin optimal sehingga kehilangan energi semakin rendah



dan efisiensi energi semakin tinggi.

Kapasitas desain *rotary kiln* adalah 352 ton/jam. Hal ini menunjukkan, pada proses produksi klinker dengan kapasitas produksi yang mendekati kapasitas desain memiliki nilai efisiensi energi tinggi. Efisiensi energi pada sistem *rotary kiln* memiliki nilai lebih tinggi dari pada unit *rotary kiln* hal ini dikarenakan adanya pemanfaatan energi gas *outlet suspension preheater* dan gas *outlet grate cooler* sehingga dapat meningkatkan kinerja proses dengan menghubungkan ke sistem itu sendiri untuk proses pemanasan ( Jijesh, 2015).

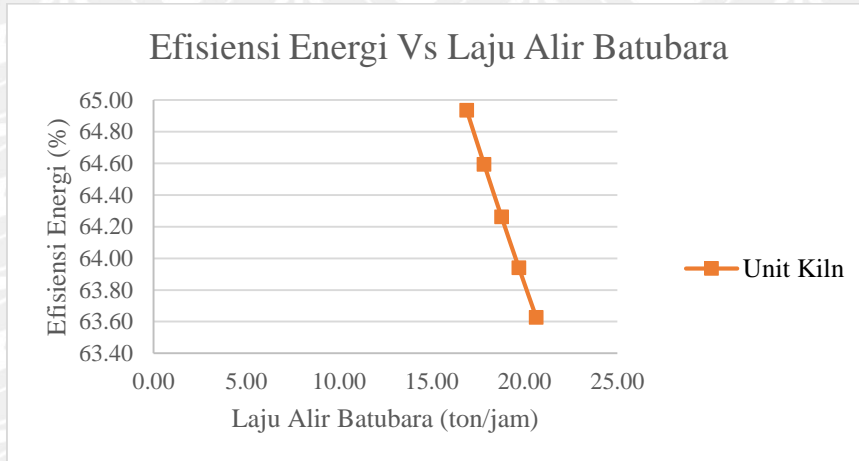


**Gambar 4.7** Kurva Hubungan Laju Alir Massa Produk Klinker dan Efisiensi Energi.

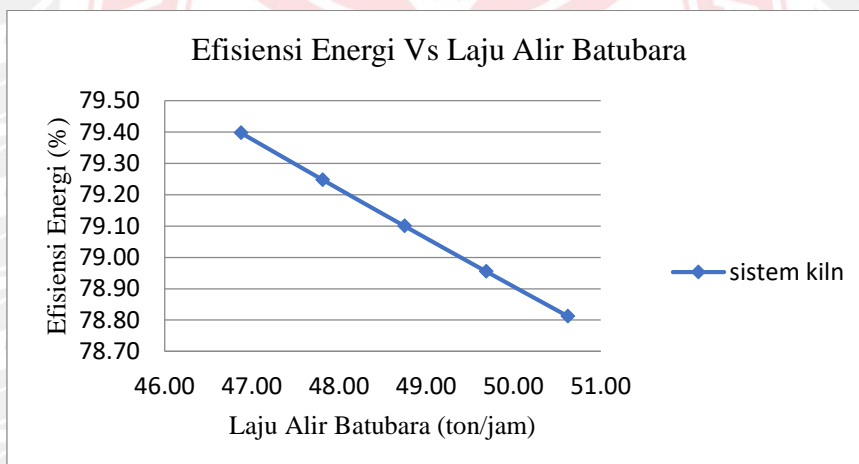
#### 4.1.4 Pengaruh Laju Alir Massa Batubara Terhadap Efisiensi Energi

Kurva hubungan pengaruh efisiensi energi terhadap laju alir batubara ditunjukkan pada Gambar 4.8 dan 4.9. Gambar 4.8 merupakan kurva hubungan antara laju alir batubara dan efisiensi energi pada unit *rotary kiln* dengan variasi laju alir batubara 16,87 hingga 20,62 ton/jam. Gambar 4.9 merupakan kurva hubungan antara laju alir batubara dan efisiensi energi pada sistem *rotary kiln* dengan variasi laju alir batubara 46,87 ton/jam hingga 50,62 ton/jam. Berdasarkan Gambar 4.8 pada unit *rotary kiln* semakin tinggi laju alir batubara maka efisiensi energi semakin rendah. Efisiensi energi tertinggi terdapat pada laju alir batubara sebesar 16.875 kg/jam dengan nilai efisiensi energi 64,93%. Gambar 4.9 menunjukkan pada sistem *rotary kiln* semakin tinggi laju alir batubara maka

efisiensi energi juga semakin rendah. Laju alir batubara sebesar 46,88 kg/jam menghasilkan efisiensi energi paling tinggi yaitu 79,4%. Hal ini menunjukkan pada proses produksi semen dengan laju alir batubara minimum yang sesuai dengan kapasitas desain akan menghasilkan efisiensi energi yang maksimum.



**Gambar 4.8** Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Efisiensi Energi Pada Unit Kiln



**Gambar 4.9** Kurva Hubungan Laju Alir Batubara dan Efisiensi Energi Pada Sistem Kiln

Batubara yang digunakan pada *coal mill* RKC-2 yaitu *low rank coal* dengan nilai *Net Calorific Value* 4504 kkal/kg batubara. Batubara ini memiliki kandungan air tinggi sebesar 14,88%. Pada proses pembakaran batubara *low rank coal* terdapat kebutuhan energi untuk penguapan air selain energi pembakaran batubara. semakin rendah laju alir batubara maka kebutuhan energi untuk

penguapan air selain pembakaran batubara juga akan semakin rendah sehingga nilai *heatloss* yang terjadi juga akan semakin rendah. Sebaliknya jika laju alir batubara semakin tinggi maka kebutuhan energi pada pembakaran batubara juga akan meningkat dan *heatloss* yang terjadi semakin banyak sehingga efisiensi energi pada sistem *rotary kiln* semakin tinggi. Berdasarkan perhitungan diperoleh indeks batubara sebesar 0,133. Hal ini berarti setiap produksi 1 ton klinker/jam jumlah kebutuhan batubara adalah 0,133 ton/jam.

Selain pengaruh dari jenis batubara, terdapat adanya faktor lain yaitu excess udara. Pembakaran batubara terjadi karena reaksi yang sangat cepat antara bahan bakar batubara dengan udara. Karbon dioksida yang terbentuk setara dengan kadar karbon yang terkandung dalam batubara, karena karbon membutuhkan oksigen untuk terbakar. Tingginya udara pembakaran menyebabkan kebutuhan O<sub>2</sub> untuk pembakaran juga semakin tinggi. Kebutuhan O<sub>2</sub> pembakaran dapat meningkatkan jumlah excess udara yang masuk. Semakin rendahnya temperatur yang dihasilkan pada proses pembakaran berpotensi meminimalisir produksi NO<sub>x</sub> yang merupakan gas beracun (Wicaksono dkk., 2017). Semakin tinggi jumlah excess udara maka akan semakin banyak energi panas hasil pembakaran yang terbuang. Sehingga penambahan excess udara baik pada laju alir batubara minimum dengan efisiensi energi tertinggi. Didapatkan hasil penelitian pada laju alir batubara minimum sebesar 46,88 ton/jam menghasilkan efisiensi energi paling tinggi yaitu 79,4%.

#### **4.1.5 Hasil Analisis Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln**

Eksergi didefinisikan sebagai potensi penggunaan kerja (*work*) maksimum dalam bentuk materi (Cengel, 2005). Potensi kerja ini diperoleh melalui proses reversibel. Eksergi dapat ditransfer di antara sistem dan dapat dihancurkan oleh irreversibilitas di dalam sistem. eksergi berhubungan dengan kerja ideal (*ideal work*), sehingga besar kerugian eksergi juga berhubungan dengan besar kehilangan kerja (*work*) pada sistem (Truls, 2009). Perhitungan neraca eksergi pada sistem *rotary kiln* ditunjukkan pada Tabel 4.4, Tabel 4.5 dan Tabel 4.6.

Komponen neraca eksergi pada alat *Suspension Preheater* terdiri dari eksergi yang masuk berupa eksergi panas batubara, eksergi panas *kiln dari raw mill* dan eksergi panas udara untuk pembakaran. Eksergi yang keluar meliputi eksergi panas klinker dan keluar ID Fan. Hasil perhitungan eksergi yang meliputi eksergi fisik dan kimia ditunjukkan pada Tabel 4.4. Perhitungan neraca eksergi fisik dan kimia disampaikan pada Lampiran C.

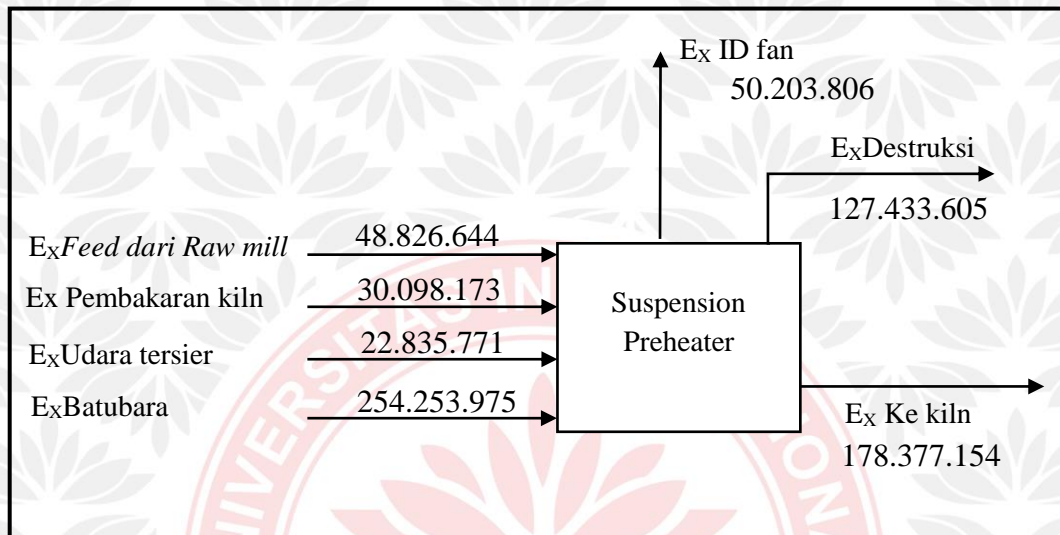
**Tabel 4.4** Neraca Eksergi Total Pada *Suspension Preheater*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kkal/jam)	Komponen	Hasil (kkal/jam)
Feed dari Raw Mill	48.826.644	Aliran ke kiln	178.377.154
Gas hasil pembakaran kiln	30.098.173	Aliran ke ID fan	50.203.806
Udara Tersier	22.835.771	Eksergi rusak	127.433.605
Batubara	254.253.975		
Total	356.014.565		356.014.565

Berdasarkan Tabel 4.4 total eksergi panas yang masuk sebesar 356.014.565 kkal/jam dan total eksergi panas yang keluar sebesar 228.580.960 kkal/jam. Eksergi input memiliki nilai yang lebih besar dari nilai eksergi output, berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah eksergi yang masuk dan keluar. Hal ini Karena adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi yaitu sebesar 127.433.605 kkal/jam. Eksergi merupakan ukuran kualitas energi yang dapat dimusnahkan dalam sistem termal karena sifat irreversibilitas. Hukum termodinamika kedua menggunakan neraca eksergi dalam analisis sistem termal. Eksergi dapat dimusnahkan, pemusnahan eksergi merupakan derajat ketidakteraturan sistem atau entropi (Regulagadda dkk, 2010).

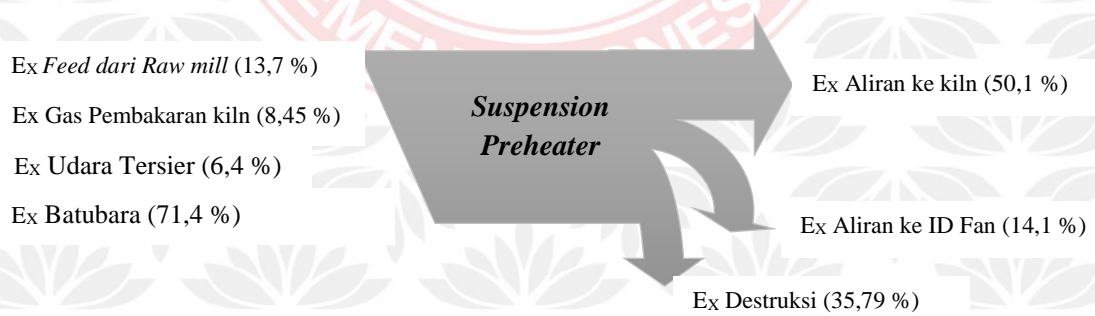
Blok diagram perhitungan neraca eksergi pada *Suspension Preheater* disampaikan pada Gambar 4.10. Berdasarkan gambar tersebut, dapat dilihat bahwa aliran eksergi panas yang masuk ke alat *Suspension Preheater* meliputi eksergi panas *Feed dari Raw Mill* sebesar 48.826.644 kkal/jam, eksergi panas dari

gas pembakaran kiln sebesar 30.098.173 kkal/jam, eksergi panas udara tersier sebesar 22.835.771 kkal/jam dan eksergi panas batubara sebesar 254.253.975 kkal/jam. Sedangkan eksergi panas yang keluar meliputi eksergi panas keluar ID Fan sebesar 50.203.806 kkal/jam, eksergi panas keluar kiln sebesar 178.377.154 kkal/jam dan eksergi panas yang rusak sebesar 127.433.605 kkal/jam.



**Gambar 4.10** Blok Diagram Aliran Eksergi *Suspension Preheater*

Berdasarkan Gambar 4.9 diatas, dapat ditunjukkan aliran eksergi pada *Suspension Preheater* ditunjukkan dalam diagram Sankey seperti tampak pada Gambar 4.11.



**Gambar 4.11** Diagram Sankey Aliran Eksergi Pada *Suspension Preheater*

Berdasarkan Gambar 4.11 dapat dilihat bahwa eksergi panas yang masuk paling besar berasal dari eksergi batubara yaitu sebesar 71,4 % hal ini dikarenakan

batubara digunakan untuk proses pembakaran dalam kiln. Total eksergi panas secara fisik dan kimia yang masuk ke dalam *suspension preheater* dengan eksergi panas yang keluar paling banyak digunakan adalah eksergi menuju ke kiln yaitu sebesar 50,1 % .

Komponen neraca eksergi pada alat *suspension preheater* terdiri dari eksergi yang masuk berupa eksergi panas batubara, eksergi udara tersier, eksergi panas gas dari pembakaran kiln dan eksergi panas produk *raw mill*. Eksergi yang keluar meliputi eksergi panas aliran ke kiln dan eksergi panas aliran ke ID fan. Hasil perhitungan eksergi yang meliputi eksergi fisik dan kimia ditunjukkan pada Tabel 4.5. Perhitungan neraca eksergi fisik dan kimia disampaikan pada Lampiran C.

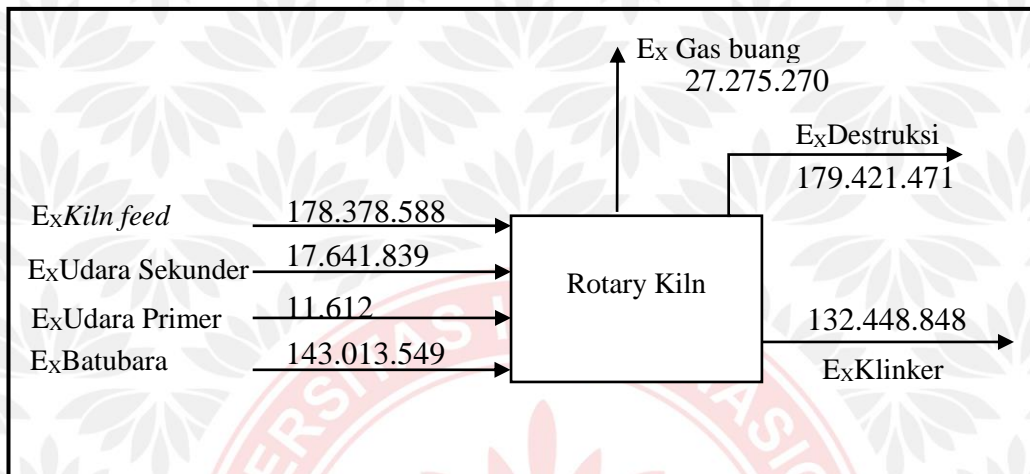
**Tabel 4.5** Neraca Eksergi Total Pada *Rotary Kiln*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kkal/jam)	Komponen	Hasil (kkal/jam)
<i>Kiln feed</i>	178.378.588	Gas buang	27.275.270
Udara Sekunder	17.641.839	Klinker	132.448.848
Udara Primer	111.612	Eksergi rusak	179.421.471
Batubara	143.013.549		
Total	339.145.588	Total	339.145.588

Berdasarkan Tabel 4.5 dapat diketahui bahwa total eksergi panas yang masuk sebesar 339.145.588 kkal/jam dan eksergi panas yang keluar sebesar 159.724.118 kkal/jam. Eksergi *input* memiliki nilai yang lebih besar dari nilai eksergi *output*, berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah eksergi yang masuk dan keluar. Hal ini Karena adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi yaitu sebesar 179.421.471 kkal/jam.

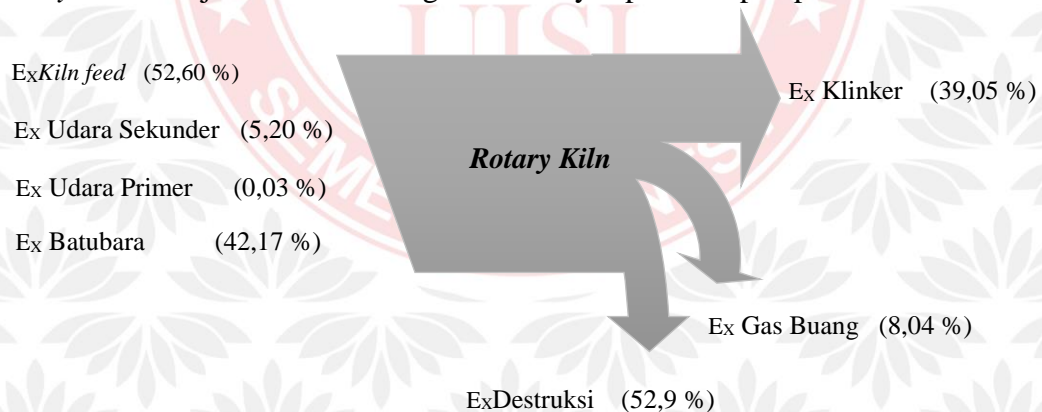
Blok diagram perhitungan neraca eksergi pada *rotary kiln* disampaikan pada Gambar 4.12. Berdasarkan gambar tersebut, dapat dilihat bahwa aliran eksergi panas yang masuk ke *rotary kiln* terdiri dari eksergi panas *Kiln Feed* sebesar 178.378.588 kkal/jam, eksergi panas batubara sebesar 143.013.549 kkal/jam, eksergi panas udara sekunder sebesar 17.641.839 kkal/jam dan eksergi

panas udara primer sebesar 111.612 kkal/jam. Sedangkan eksergi panas yang keluar meliputi eksergi panas gas buang yang dialirkan kembali menuju ke *Suspension Preheater* sebagai udara pemanasan awal *kiln feed* sebesar 27.275.270 kkal/jam, eksergi panas pembentukan klinker sebesar 132.448.848 kkal/jam dan eksergi panas yang rusak sebesar 179.421.471 kkal/jam.



**Gambar 4.12** Blok Diagram Aliran Eksergi *Rotary Kiln*

Berdasarkan Gambar 4.11 diatas, dapat ditunjukkan aliran eksergi pada *rotary kiln* ditunjukkan dalam diagram Sankey seperti tampak pada Gambar 4.13.



**Gambar 4.13** Diagram Sankey Aliran Eksergi Pada *Rotary Kiln*

Berdasarkan Gambar 4.13 dapat dilihat bahwa eksergi panas yang masuk paling besar berasal dari eksergi *kiln feed* yaitu sebesar 52,60 %. Nilai tersebut paling besar jika dibandingkan aliran *inlet* yang lain. Hal ini menunjukkan pemanfaatan paling besar pada sistem *rotary kiln* untuk pembentukan klinker

dalam *rotary kiln*. Total eksergi panas secara fisik dan kimia yang masuk ke dalam *rotary kiln* dengan eksergi panas yang keluar paling banyak digunakan adalah eksergi untuk pembentukan klinker yaitu sebesar 39,05% .

Komponen neraca eksergi pada alat *Cooler* terdiri dari eksergi yang masuk berupa eksergi panas klinker, eksergi panas udara yang masuk . Eksergi yang keluar meliputi eksergi panas udara tersier, eksergi panas udara sekunder, eksergi panas menuju ke EP, dan eksergi panas menuju ke *roller crusher*. Hasil perhitungan eksergi yang meliputi eksergi fisik dan kimia ditunjukkan pada Tabel 4.6. Perhitungan neraca eksergi fisik dan kimia disampaikan pada Lampiran C.

**Tabel 4.6** Neraca Eksergi Total Pada *Grate Cooler*

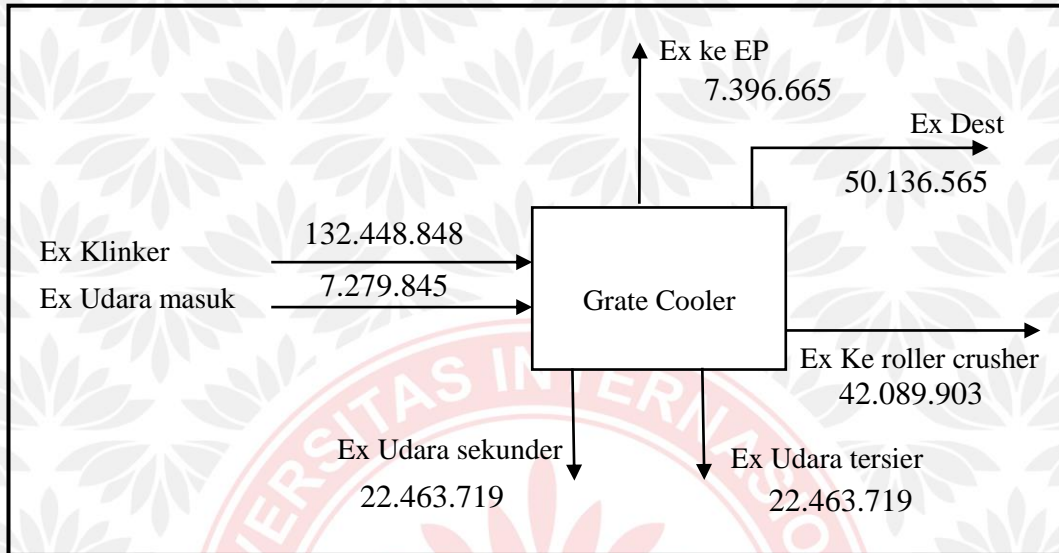
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Hasil (kkal/jam)	Komponen	Hasil (kkal/jam)
<i>Clinker</i> dari kiln	132.448.848	Udara tersier	22.463.719
Udara masuk	7.279.845	Udara sekunder	17.641.839
		Menuju ke EP	7.396.665
		Ke roller crusher	42.089.903
		Eksergi rusak	50.136.565
Total	139.728.693	Total	139.728.693

Berdasarkan Tabel 4.6 total eksergi panas yang masuk sebesar 139.728.693 kkal/jam dan total eksergi panas yang keluar sebesar 89.592.128 kkal/jam. Eksergi *input* memiliki nilai yang lebih besar dari nilai eksergi *output*, berdasarkan hasil tersebut, terdapat perbedaan antara jumlah eksergi yang masuk dan keluar. Hal ini Karena adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi yaitu sebesar 50.136.565 kkal/jam.

Blok diagram perhitungan neraca eksergi pada *grate cooler* disampaikan pada Gambar 4.14. Berdasarkan gambar tersebut, dapat dilihat bahwa aliran eksergi panas yang masuk ke alat *grate cooler* meliputi eksergi panas dari klinker sebesar 132.448.848 kkal/jam, dan eksergi panas udara masuk sebesar 7.279.845 kkal/jam. Sedangkan eksergi panas yang keluar meliputi eksergi panas ke EP

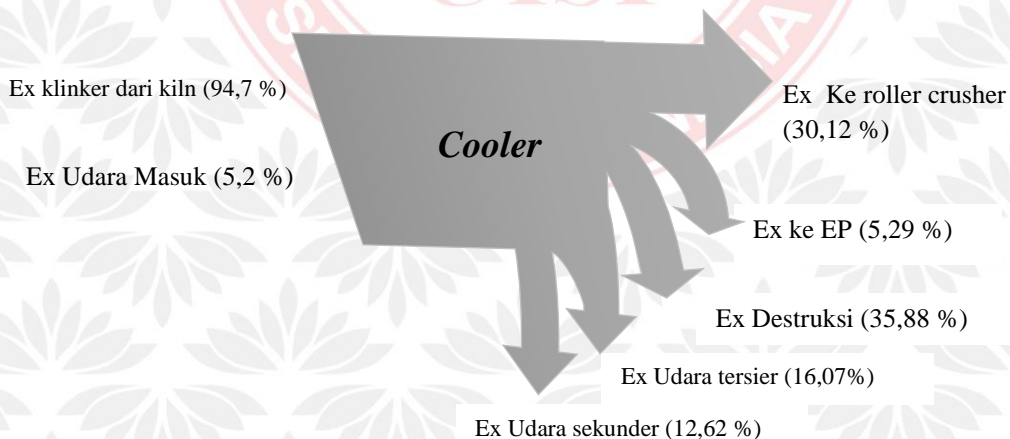


sebesar 7.396.665 kkal/jam, eksergi panas ke *rollrer crusher* sebesar 42.089.903 kkal/jam, eksergi panas udara sekunder sebesar 17.641.839 kkal/jam dan eksergi panas tersier sebesar 22.463.719 kkal/jam.



**Gambar 4.14** Blok Diagram Aliran Eksergi *Grate Cooler*

Berdasarkan Gambar 4.14 diatas, dapat ditunjukkan aliran eksergi pada *Cooler* ditunjukkan dalam diagram Sankey seperti tampak pada Gambar 4.15.



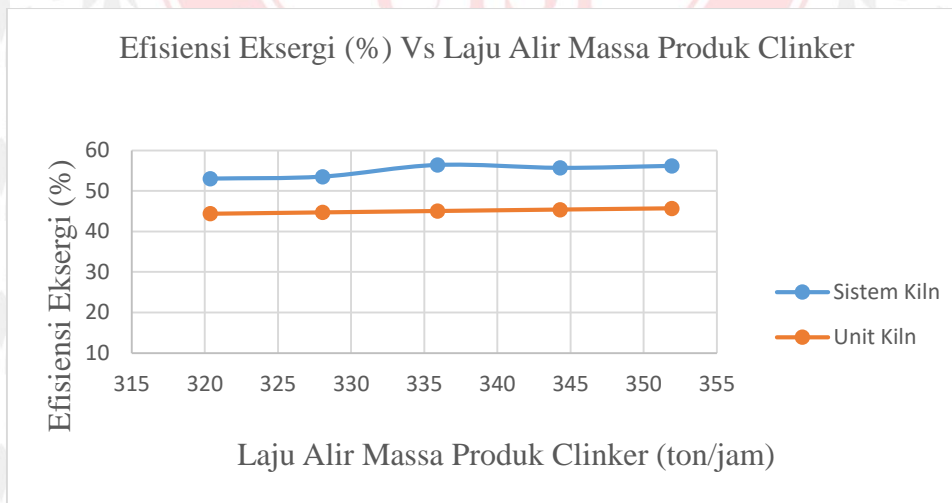
**Gambar 4.15** Blok Diagram Aliran Eksergi *Grate Cooler*

Berdasarkan Gambar 4.15 dapat dilihat bahwa eksergi panas yang masuk paling besar berasal dari eksergi produk klinker yaitu sebesar 94,7 % yang

diperoleh dari panas pembakaran dari *rotary kiln*. Total eksergi panas secara fisik dan kimia yang masuk ke dalam *rotary kiln* dengan eksergi panas yang keluar paling banyak digunakan adalah eksergi menuju ke *roller crusher* yaitu sebesar 30,12 %.

#### 4.1.6 Pengaruh Laju Alir Massa Produk Klinker Terhadap Efisiensi Eksergi

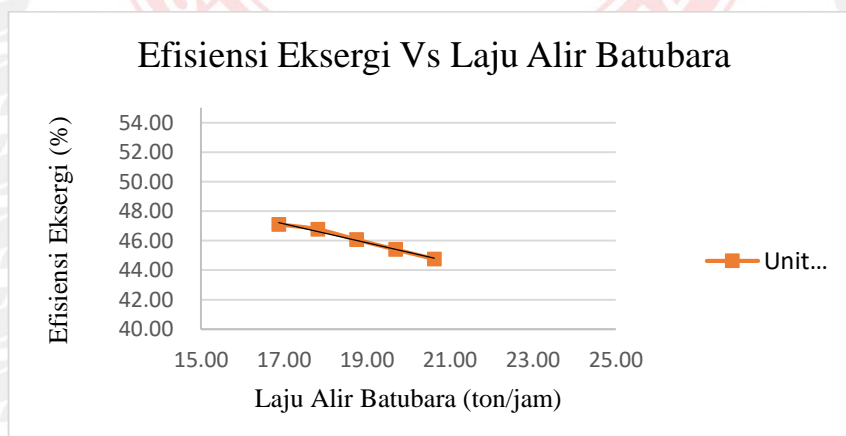
Perhitungan efisiensi eksergi pada sistem *rotary kiln* disampaikan pada Lampiran C. Berdasarkan hasil perhitungan nilai efisiensi eksergi pada sistem *rotary kiln* adalah sebesar 57,24 % pada saat laju aliran batubara 46,88 ton/jam dan laju aliran massa produk klinker yang keluar *rotary kiln* 351,91 ton/jam. Berdasarkan hasil perhitungan nilai efisiensi eksergi, kemudian diperoleh hubungan antara laju alir massa produk klinker dengan efisiensi eksergi yang ditunjukkan pada Gambar 4.16. Berdasarkan Gambar 4.16, semakin besar laju alir massa produk klinker yang dihasilkan maka nilai eksergi destruksi semakin tinggi. Hal ini karena pada proses produksi semen dengan laju alir massa klinker maksimum sesuai dengan kapasitas desain. Oleh karena itu, proses produksi klinker pada kapasitas produksi yang mendekati kapasitas desain akan menambah nilai efisiensi eksergi dan mengurangi jumlah eksergi panas yang rusak.



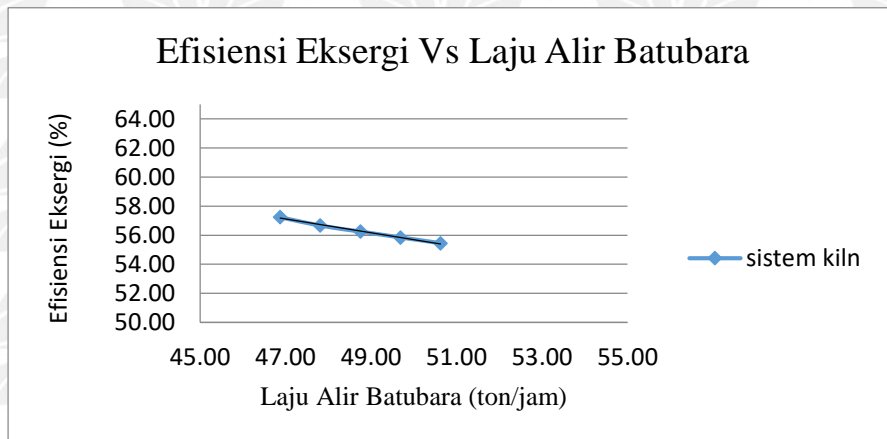
**Gambar 4.16** Kurva Hubungan Antara Laju Massa Produk Klinker dan Efisiensi Eksergi

#### 4.1.7 Pengaruh Laju Alir Massa Batubara Terhadap Efisiensi Eksergi

Kurva hubungan antara laju alir massa batubara dengan efisiensi eksergi yang ditunjukkan pada Gambar 4.17 dan 4.18. Gambar 4.17 merupakan kurva hubungan antara laju alir batubara dan efisiensi ekergi pada unit *rotary kiln* dengan variasi laju alir batubara 16,87 hingga 20,62 ton/jam. Dapat dilihat pada grafik semakin besar laju alir batubara maka nilai efisiensi eksergi semakin rendah. Gambar 4.18 merupakan kurva hubungan antara laju alir batubara dan efisiensi ekergi pada sistem *rotary kiln* dengan variasi laju alir batubara 46,88 hingga 50,63 ton/jam. Berdasarkan hasil perhitungan nilai efisiensi eksergi pada sistem *rotary kiln* tertinggi sebesar 57,24% pada saat laju aliran batubara 46,88 ton/jam. Hal ini menunjukkan pada proses produksi semen dengan laju alir batubara minimum yang sesuai dengan kapasitas desain akan menghasilkan efisiensi eksergi yang maksimum. Sehingga penggunaan batubara yang minimum dapat mengurangi biaya produksi pada pembuatan semen. Perbandingan hasil analisis eksergi berdasarkan unit kiln dan sistem kiln didapatkan eksergi pada sistem kiln lebih besar dibandingkan dengan unit kiln. Untuk meminimalkan eksergi maka dapat dilakukan dengan pemanfaatan gas buang dari kiln dan *cooler* untuk pemansan awal di *suspension preheater*, selain itu pemanfaatan gas *outlet cooler* yang bisa digunakan pada *raw mill* dan *finish mill*.



**Gambar 4.17** Kurva Hubungan Antara Laju Massa Alir Batubara dan Efisiensi Eksergi Pada Unit *Rotary Kiln*



**Gambar 4.18** Kurva Hubungan Antara Laju Massa Alir Batubara dan Efisiensi Eksergi Pada Sistem *Rotary Kiln*

#### 4.2 Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban

Perhitungan analisis energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln* RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban digunakan untuk melakukan perbandingan dengan sistem *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban. Sistem *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban memiliki perbedaan dengan sistem *rotary kiln* RKC-4. Sistem *rotary kiln* RKC-2 memiliki dua buah *calciner* sedangkan sistem *rotary kiln* RKC-4 memiliki satu buah *calciner*.

Perhitungan neraca massa, energi dan eksergi pada unit *preheater* ditampilkan pada Tabel 4.7. Berdasarkan Tabel 4.7 energi total yang masuk sama dengan energi yang keluar dari *rotary kiln* yaitu sebesar 228.921.194 kkal/jam. Total energi masuk sebesar 228.921.194 kkal/jam digunakan untuk energi pemanasan *raw meal*, gas gas hasil pembakaran dan panas yang hilang atau *heat loss*. *Heat loss* pada *suspension preheater* disebabkan karena adanya perpindahan panas konveksi, konduksi maupun radiasi. Panas konveksi terjadi karena adanya aliran udara dipermukaan unit *suspension preheater* sehingga menyerap panas dari *suspension preheater*. Panas konduksi disebabkan karena adanya debu maupun kerak yang menempel pada permukaan unit *suspension preheater*, sehingga debu dan kerak yang menempel menyerap panas dari permukaan unit *suspension preheater*. Panas radiasi terjadi karena adanya perbedaan suhu yang

cukup besar antara permukaan *suspension preheater* dengan lingkungan sekitarnya (Ayuningrum, 2013).

Eksergi input dan eksergi output pada unit *suspension preheater* mempunyai nilai yang tidak sama yaitu 234.917.827 kJ/kg pada eksergi masuk dan 194.216.143 kkal/kg pada eksergi keluar. Eksergi input memiliki nilai yang lebih besar dari nilai eksergi output, hal ini Karena adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi.

**Tabel 4.7** Neraca Massa, Energi dan Eksergi dari *suspension Preheater*

Input	Massa (kg/jam)	Temperatur (K)	Energi (kkal/jam)	Eksergi (kkal/jam)
Raw meal	560.000	323	2.854.088	39.280.955
Udara tersier	117.371	1171	25.485.660	16.472.761
Batu bara	16.090	343	285.571	138.462.427
Panas kalsinasi	-	-	130.014.755	-
Panas reaksi batubara	-	-	70.281.120	-
Total	693.461		228.921.194	234.917.827
Output				
Produk SP	337.505	1173	84.351.178	174.111.435
GHP	129.446	663	7.410.095	35.177.329
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	165.286	663	14.196.808	22.405.735
O <sub>2</sub> sisa GHP	738	663	61.899	43.377
Uap H <sub>2</sub> O	2.184	663	368.415	403.190
N <sub>2</sub> di batu bara	138	663	12.748	5.239
H <sub>2</sub> O di batu bara	2.381	663	907.275	343.362
Debu keluar	55.781	663	4.862.970	2.428.160

SP				
Panas laten	-	-	2.598.191	-
Heat loss	-	-	114.151.615	-
Total	693.461		228.921.194	194.216.143

Perhitungan neraca massa, energi dan eksergi pada unit *rotary kiln* ditampilkan pada Tabel 4.8. Berdasarkan Tabel 4.8 energi total yang masuk sama dengan energi yang keluar dari *rotary kiln* yaitu sebesar 299.015.599 kkal/jam. Total energi masuk sebesar 299.015.599 kkal/jam digunakan untuk energi pembentukan *clinker*, gas buang dan panas yang hilang atau *heat loss*. *Heat loss* merupakan Selisih antara jumlah energi yang masuk dan keluar. Panas yang hilang terjadi karena tiga faktor yaitu konveksi, konduksi dan radiasi. Faktor konveksi disebabkan oleh perpindahan panas melalui zat perantara fluida (gas dan cair). Pada proses ini terjadi kontak langsung antara udara panas pembakaran dan material *kiln feed* dalam *rotary kiln* yang dapat menyebabkan kenaikan temperatur disetiap titik pada alat *rotary kiln*. Faktor konduksi bisa terjadi pada permukaan dinding dalam atau luar pada alat *rotary kiln*. Dinding *rotary kiln* dilapisi batu tahan api yang berfungsi untuk menjaga agar lapisan baja pada *rotary kiln* tidak meleleh. Faktor radiasi disebabkan karena adanya pancaran panas dari tungku atau perapian yang terbuka, sehingga energi panas tersebut lolos ke lingkungan (Rahman dan Rasyid, 2019).

Tabel 4.8 menunjukkan adanya selisih antara eksergi yang masuk dan eksergi yang keluar. Eksergi yang masuk yaitu bernilai 368.549.790 kkal/jam dan eksergi yang keluar bernilai 156.585.373 kkal/jam. Selisih antara jumlah eksergi yang masuk dan keluar menunjukkan adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi.

**Tabel 4.8** Neraca Massa, Energi dan Eksergi dari *rotary kiln*

Input	Massa (kg/jam)	Temperatur (K)	Energi (kkal/jam)	Eksergi (kkal/jam)
Produk SP	337.505	1623	84.351.178	166.320.638
Batubara	23.500	343	556.464	202.229.152
Udara sekunder	155.336	1.171	35.208.013	20.449.597
Udara primer	20.928	303	25.018	227.751
Panas reaksi pembentukan	-	-	91.418.829	-
Panas batubara	-	-	87.456.097	-
Total			299.015.599	368.549.790
Output				
Klinker	324.385	1.292	139.337.707	122.082.705
GHP	192.884	1.171	47.132.965	30.468.710
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	11.603	1.171	2.786.128	2.711.641
O <sub>2</sub> sisa GHP	2.095	1.171	462.695	308.634
N <sub>2</sub> di batubara	202	1.171	47.563	26.533
H <sub>2</sub> O di batubara	3.478	373	263.407	69.995
Debu terbawa udara	2.620	1.171	564.469	917.155
Heat loss	-	-	108.431.001	-
Total			299.015.599	156.585.373

Perhitungan neraca massa, energi dan eksergi pada unit *cooler* ditampilkan pada Tabel 4.9. Berdasarkan Tabel 4.9 energi total yang masuk sama dengan energi yang keluar dari *cooler* yaitu sebesar 140.194.538 kkal/jam. Total energi masuk sebesar 140.194.538 kkal/jam digunakan untuk energi *clinker* keluar

*cooler*, udara primer, udara sekunder, udara ke *raw mill* dan *finish mill* dan panas yang hilang atau *heat loss*.

Tabel 4.9 menunjukkan adanya selisih antara eksergi yang masuk dan eksergi yang keluar. Eksergi yang masuk yaitu bernilai 129.637.287 kkal/jam dan eksergi yang keluar bernilai 96.464.790 kkal/jam. Selisih antara jumlah eksergi yang masuk dan keluar menunjukkan adanya eksergi yang rusak atau yang biasa disebut dengan eksergi destruksi.

**Tabel 4.9** Neraca Massa, Energi dan Eksergi dari *cooler*

Input	Massa (kg/jam)	Temperatur (K)	Energi (kkal/jam)	Eksergi (kkal/jam)
Klinker	324.385	1.292	139.342.006	122.082.704
Udara masuk	694.184	303	852.532	7.554.583
Total			140.194.538	129.637.287
Output				
Produk klinker	324.375	353	9.245.838	39.264.520
Udara tersier	117.371	1.171	26.603.144	15.451.698
Udara sekunder	155.336	1.171	35.208.013	20.449.597
Udara ke RM dan FM	421.476,54	616	44.154.449	21.296.564
Debu keluar EP	9,73	501	407	2.411
Heat loss	-	-	24.982.686	-
Total			140.194.538	96.464.790



### 4.3 Perbandingan Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem Rotary Kiln RKC-2 dan RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban

Perbandingan nilai efisiensi energi dan eksergi pada rotary kiln RKC-2 dan RKC-4 pada PT. Semen Gresik Pabrik Tuban dapat dilihat pada Tabel 4.10. Berdasarkan Tabel 4.10 diperoleh nilai efisiensi energi pada RKC-2 sebesar 64,93% pada unit kiln sedangkan pada sistem kiln diperoleh nilai sebesar 79,40%. Kemudian untuk RKC-4 efisiensi energi pada unit kiln diperoleh nilai 63,74% dan pada sistem kiln diperoleh nilai 80,03%. Ada beberapa faktor yang dapat mempengaruhi efisiensi energi lebih besar yaitu salah satunya penggunaan jenis batubara, jenis batubara yang digunakan pada RKC-2 yaitu termasuk golongan batubara kelas rendah (*low rank coal*) dengan nilai *Net Calorific Value* 4504 kkal/kg batubara, yang mana nilai *Net Calorific Value* nya lebih besar dari pada penggunaan jenis batubara pada RKC-4. nilai *Net Calorific Value* pada RKC-4 yaitu 4368 kkal/kg batubara. Sehingga dari penggunaan jenis batubara ini dapat mempengaruhi nilai efisiensi energi unit *rotary kiln* pada RKC-2 lebih besar daripada RKC-4. Menurut standar ASTM D-388, semakin tinggi kualitas batubara, maka kadar karbon akan meningkat, sedangkan hidrogen dan oksigen akan berkurang. Batubara bermutu rendah, seperti *lignite* dan *sub-bituminous*, memiliki tingkat kelembaban (*moisture*) yang tinggi dan kadar karbon yang rendah, sehingga energinya juga rendah. Selain itu Karena pada RKC-2 menggunakan sistem pemanas awal dengan 2 jenis kalsiner yaitu In-Line Calciner (ILC) dan Separate-Line Calciner (SLC). Derajat kalsinasi material pada ILC – SLC adalah lebih dari 90% dan mengkonsumsi bahan bakar sekitar 60% dari total bahan bakar, sehingga dapat menyebabkan ketika pada sistem *rotary kiln* nilai efisiensi energinya lebih kecil daripada RKC-4 (Nielsen, 2012). Proses kalsinasi dilakukan di luar rotary kiln. Kontrol terhadap proses kalsinasi yang terjadi pada ILC – SLC merupakan hal yang penting karena peralatan ini memberikan dampak langsung kepada konsumsi bahan bakar, emisi polusi dan kualitas akhir semen yang dihasilkan (Vlachos, dkk, 2006).

Nilai efisiensi eksergi pada RKC-2 sebesar 47,10% pada unit kiln sedangkan pada sistem kiln diperoleh nilai sebesar 57,24%. Kemudian untuk RKC-4 efisiensi

eksergi pada unit kiln diperoleh nilai 40,30% dan pada sistem kiln diperoleh nilai 59,37%. Pada sistem kiln nilainya lebih besar daripada pada unit kiln karena adanya pemanfaatan energi gas outlet *preheater* dan gas outlet *cooler* dapat meningkatkan kinerja proses dengan menghubungkan ke sistem itu sendiri untuk proses pemanasan (Jijesh, 2015). Kemudian untuk efisiensi eksergi pada unit *rotary kiln* RKC-2 nilai nya lebih besar daripada RKC-4 karena penggunaan jenis batubara pada RKC-2 nilai *Net Caloric Value* nya lebih tinggi daripada RKC-4. Sedangkan untuk sistem *rotary kiln* pada RKC-4 nilai efisiensi ekserginya lebih besar dari pada RKC-2, yaitu 59,37% pada RKC-4 dan 57,24% pada RKC-2 hal ini dikarenakan pada sistem *rotary kiln* RKC-4 ada pemanfaatan gas outlet cooler yang akan digunakan di *raw mill* dan *finish mill*.

**Tabel 4.10** Perbandingan Efisiensi Energi dan Eksergi pada RKC-2 dan RKC-4

	RKC-2 PT. Semen Gresik	RKC-4 PT. Semen Gresik
Efisiensi energi unit kiln	64,93%	63,74%
Efisiensi energi sistem kiln	79,40%	80,03%
Efisiensi eksergi unit kiln	50,48%	40,30%
Efisiensi eksergi sistem kiln	57,10 %	59,37 %
Irreversibilitas unit kiln	49,52%	59,70%
Irreversibilitas eksergi sistem kiln	42,90%	40,63%

Efisiensi eksergi memiliki nilai lebih rendah daripada efisiensi energi. Hal ini menunjukkan adanya *irreversibilitas* dalam sistem. *Ireversibilitas* merupakan besaran yang menyatakan jumlah eksergi yang rusak pada sistem tertutup atau jumlah kerja potensial yang terbuang. Nilai ireversibilitas merupakan nilai dari energi yang tidak dapat digunakan kembali. Jadi, semakin tinggi nilai ireversibilitas proses yang terjadi semakin tidak teratur dan mengakibatkan panas

yang digunakan pada proses adanya panas yang hilang. Untuk sistem dengan efisiensi tinggi, nilai *irreversibilitas* rendah begitupun sebaliknya (Jijesh, 2015). Dapat dilihat pada Tabel 4.10 nilai *irreversibilitas* pada unit dan sistem *rotary kiln* RKC-2 PT.Semen Gresik Pabrik Tuban adalah 49,52% dan 42,90%, sedangkan pada unit dan sistem *rotary kiln* RKC-4 PT.Semen Gresik Pabrik Tuban nilai *irreversibilitasnya* adalah 59,70% dan 40,63%.

Faktor yang mempengaruhi nilai efisiensi eksergi adalah temperatur udara yang digunakan untuk pembakaran. Udara yang dipanaskan terlebih dahulu akan menambah sempurnanya hasil pembakaran dikarenakan entalpi semakin tinggi dan entropinya turun. Selain itu faktor yang mempengaruhi nilai efisiensi energi, eksergi dan laju destruksi adalah temperatur lingkungan, tekanan pada lingkungan serta laju aliran massa pada masing-masing komponen ( Yongki dll, 2015).

#### **4.4 Perbandingan Sistem Rotary Kiln RKC-2, RKC-4 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban Dengan Pabrik Semen Lain**

Perbandingan nilai efisiensi energi dan eksergi pada rotary kiln RKC-2, RKC-4 pada PT. Semen Gresik Pabrik Tuban dengan pabrik semen lainnya dapat dilihat pada Tabel 4.11. Berdasarkan Tabel 4.11 diperoleh nilai efisiensi energi dan eksergi pada unit *rotary kiln* terbesar pada RKC-2 PT. Semen Gresik dibandingkan dengan RKC-4 PT. Semen Gresik dan Pabrik Semen Malabar, sedangkan untuk nilai efisiensi energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln* terbesar pada RKC-4 PT. Semen Gresik dibandingkan dengan RKC-2 PT. Semen Gresik dan Pabrik Semen Malabar.

**Tabel 4.11** Perbandingan Efisiensi Energi dan Eksergi pada RKC-2, RKC-4 dan Pabrik Semen Malabar.

	RKC-2 PT. Semen Gresik	RKC-4 PT. Semen Gresik	Pabrik Semen Malabar
Efisiensi energi unit kiln	64,93%	63,74%	52,03%
Efisiensi energi sistem kiln	79,40%	80,03%	76,15%
Efisiensi eksergi unit kiln	50,48%	40,30%	31,21%
Efisiensi eksergi sistem kiln	57,10 %	59,37 %	44,19%
Irreversibilitas unit kiln	49,52%	59,70%	68,79%
Irreversibilitas eksergi sistem kiln	42,90%	40,63%	55,81%

## BAB 5

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan pada hasil penelitian yang sudah dilakukan dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Efisiensi energi dan eksergi pada unit *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban adalah 64,93% dan 50,48%.
2. Efisiensi energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban adalah 79,40% dan 57,10%.
3. Ireversibilitas unit dan sistem *rotary kiln* RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban masing-masing adalah 49,52% dan 42,90%.
4. Efisiensi energi paling besar terjadi pada laju alir massa klinker maksimum dan laju alir massa batubara minimum.
5. Efisiensi eksergi paling besar terjadi pada laju alir massa klinker maksimum dan laju alir massa batubara minimum.
6. Efisiensi energi dan eksergi pada sistem *rotary kiln* lebih besar daripada unit *rotary kiln* karena adanya pemanfaatan gas *outlet* dari *suspension preheater* dan *cooler*.

#### 5.2 Saran

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, saran-saran yang dapat disampaikan adalah sebagai berikut :

1. Perlu dilakukan studi perhitungan analisis energi dan eksergi dengan penggunaan batubara yang memiliki nilai kalor lebih tinggi.
2. Untuk penelitian selanjutnya dapat dilakukan analisis efisiensi energi dan eksergi untuk penggunaan jenis bahan bakar di kiln semen dan emisi gas CO<sub>2</sub> yang dihasilkan.



*-Halaman Sengaja Dikosongkan-*

## DAFTAR PUSTAKA

- Ayuningrum, Theresia V, (2013), “Laporan Kerja Praktek” *Menghitung Neraca Panas Suspension Preheater Pabrik Tuban 1 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban*, Prodi Teknik Kimia. Fakultas Teknologi Industri, UPN Veteran Yogyakarta.
- Bejan. A, (1996), *Entropy Generation Minimization*, New York, CRC Press.
- Budiman. A, (2005), *Analisis Termodinamika Secara Grafis Dengan Konsep Eksergi*, Vol. 9, No. 2, hal. 107-111.
- Duda, H.W,(1985), *Cement Data Book*, Bauverlag, Berlin.
- Engin, Tahsin dan Vedat Ari, (2002), *Energy Auditing and Recovery for Dry Type Cement Rotary Kiln System-A Case Study*, University of Sakarya, Turkey.
- FLSmith, (2003), *Process Cement Hand Book*, International Cement Production Seminar.
- Incropera. F. P, (1996), *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, Jhon Wiley and Sons, New York.
- Jijesh dll, 2015, *Energy and exergy analysis in a cement plant Volume 4*, International Journal Of Science, India.
- Karyadi, A dan Chalilullah, (2015), *Analisa Energi dan Eksergi Pembangkit Listrik Tenaga Uap Banten 3 Lontar*. Teknik Mesin. Universitas Trisakti.
- Kurt, E Peray, Joseph, J Waddell, (1972), *The Rotary Cement Kiln*, Chemical Publishing CO, New York.
- Mahfud, dan Zabara Zakir, (2018), *Industri Kimia Indonesia*, Deepublish publisher, Yogyakarta.
- Nielsen. Anders, (2012), *Combustion of Large Solid Fuels in Cement Rotary Kilns*, Thesis Ph.D, Technical University of Denmark, Denmark.
- Peray, K.E and Waddell, J.J, (1972), *The Rotary Kiln*, Chemical Publishing Co. Inc, New York.
- Priambodo. P dan Dewita. E, (2015), *Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem HTR-10 Siklus Turbin Uap. Volume 17*, Jakarta.

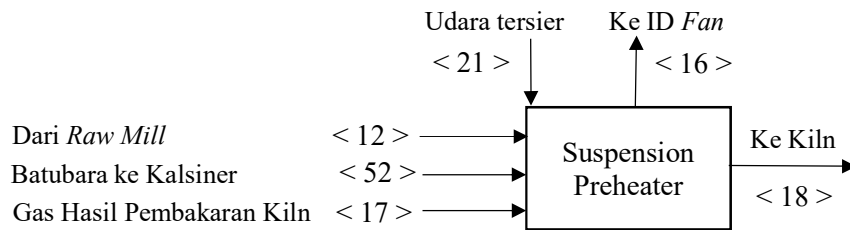
- Rasyid, I dan Rahman. D, (2019), *Analisis Energi dan Eksergi Pada Unit Rotary Kiln RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban*, Universitas Internasional Semen Indonesia, Gresik.
- Regulagadda, dkk, (2010), *Exergy Analysis of a Thermal Power Plant With Measured Boiler and Turbine Losses*, Applied Thermal Engineering.
- Ridha, F dan Hadiyanto, (2013), *Evaluasi Efisiensi Panas dan Emisi Gas Rumah Kaca Pada Rotary Kiln Pabrik Semen*, Universitas Diponegoro, Semarang.
- Setiyana, Budi, (2007), *Analisis Efisiensi Raw Grinding Mill Pada Proses Pembuatan Semen*, Jurusan Teknik Mesin FT-UNDIP, Semarang.
- Shabana. N, (2010), *Cement Mill Notebook*. Doha: Qatar national cement company
- SNI 15-2049-2004
- United Nations Industrial Development Organization (UNIDO), (1994), *Output of a Seminar on Energy Conservation in Cement Industri*, Japan.
- Vlachos, N.S., Fidaros, D.K., Baxevanou, C.A., Dritselis, C.A. (2006), “*Numerical Modeling of Flow and Traansport Processes in a Calciner for Cement Production*”, Powder Technology ELSEVIER, No.171, hal. 81-95.



**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA RKC-2**

1. Suspension Preheater

Fungsi : Untuk proses pemanasan awal dan proses pre-kalsinasi sebesar 89%



Keterangan :

Udara tersier : Sisa udara panas dari Cooler yang digunakan kembali pada proses pembakaran di kalsiner.

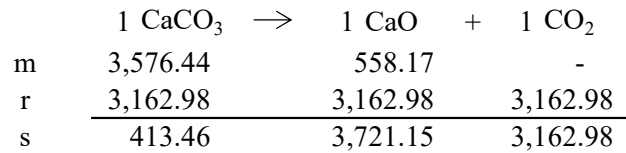
Basis perhitungan = 1 jam operasi

Jumlah Kiln Feed = 508,886.50 ton/jam

**Tabel A.1** Komposisi Umpan Masuk Suspension Preheater

No	Komponen	BM	Input	
			xmass	mass (kg/jam)
1	CaCO <sub>3</sub>	100	0.7028	357,643.68
2	CaO	56	0.0614	31,257.64
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	160	0.0258	13,132.75
4	SiO <sub>2</sub>	60	0.1501	76,393.63
5	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	102	0.0408	20,744.69
6	MgO	40.3	0.0086	4,362.19
7	K <sub>2</sub> O	55	0.0028	1,448.88
8	Na <sub>2</sub> O	62	0.0001	43.99
9	SO <sub>3</sub>	80	0.0017	853.85
10	impuritis	1	0.0037	1,878.25
11	H <sub>2</sub> O	18	0.0022	1,126.95
Jumlah			1	508,886.50

Reaksi kalsinasi



mol CaCO<sub>3</sub> yang masuk = 3,576.44 kmol/jam  
 mol CaCO<sub>3</sub> bereaksi = 0.884 x mol CaCO<sub>3</sub> yang masuk  
 = 0.884 x 3,576.44  
 = 3,162.98 kmol/jam  
 mol CaO mula- mula = 558.17  
 massa CaCO<sub>3</sub> tersisa = BM x mol  
 = 41,346.09 kg/jam  
 massa CaO terbentuk = BM x mol  
 = 208,384.29 kg/jam  
 massa CO<sub>2</sub> terbentuk = BM x mol  
 = 139,170.94 kg/jam  
 Net Calorific Value dari batubara = 4504 kkal/kg batubara  
 Total kebutuhan batubara = 46,875 kg/jam  
 Kebutuhan batubara di kalsiner = 30,000 kg/jam

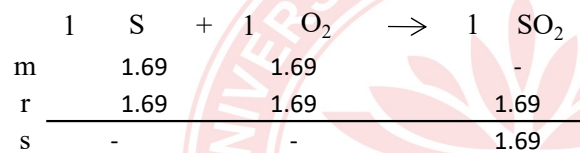
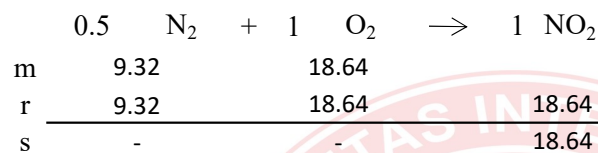
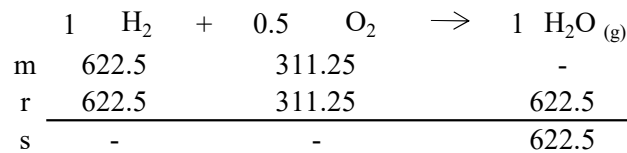
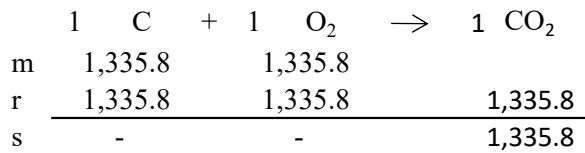
**Tabel A.2** Komposisi Batubara

komponen	% berat	Massrate (kg/jam)
C	53.43	16,029
H	4.15	1,245
N	0.87	261
O	23.24	6,972
S	0.18	54
H <sub>2</sub> O	14.88	4,464
Ash	3.25	975
Total	100	30,000

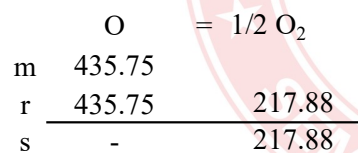
BM masing-masing unsur kandungan batubara :

$$\begin{array}{ll}
 \text{C} = 12 & \text{CO}_2 = 44 \\
 \text{H} = 1 & \text{H}_2\text{O} = 18 \\
 \text{N} = 14 & \text{NO}_2 = 46 \\
 \text{O} = 16 & \text{SO}_2 = 64 \\
 \text{S} = 32 &
 \end{array}$$

Reaksi pembakaran batubara :



Kadar O<sub>2</sub> yang terkandung dalam batubara :



$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ untuk pembakaran} &= 1,335.8 + 311.25 + 18.64 \\
 &\quad + 1.69
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,667.33 \text{ kmol/jam} \\
 &= 53,354.6 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{O}_2 \text{ dalam batubara} = 6,972 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan O}_2 \text{ secara stoikiometri} = 46,382.6 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan O}_2 + \text{O}_2 \text{ ekses} = 47,542 \text{ kg/jam}$$

$$(\text{asumsi udara ekses} = 2.5\% ) \text{ (FLSmith Institute)}$$

**Tabel A.3** Perhitungan Fraksi Massa Udara

Komponen	Fraksi mol	BM	Fraksi massa
O <sub>2</sub>	0.21	32	0.23
N <sub>2</sub>	0.79	28	0.77
Total	1		1.00

$$\begin{aligned} \text{Total udara stoikiometris + udara ekkses} &= \frac{100}{23} \times 47,542 \\ &= 204,035 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara dari conveying batubara} &= 0.25 \frac{\text{kg udara}}{\text{kg batubara}} \times 30,000 \\ &= 7,500 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara tersier} &= \text{Kebutuhan udara pembakaran} - \text{Udara conveying batu bara} \\ &= 204,035 - 7,500 \\ &= 196,535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

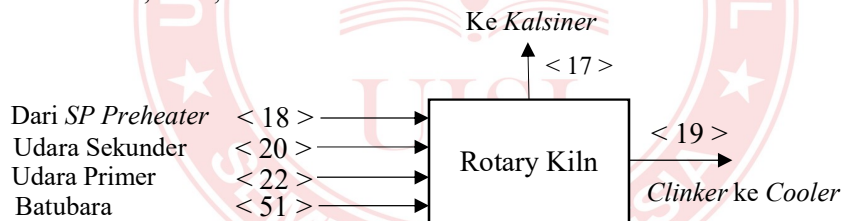
**Tabel A.4** Perhitungan Neraca Massa Suspension Preheater

IN			OUT		
Komponen	<11> dari raw mill		Komponen	<18> menuju Kiln	
	xmass	massa (kg/jam)		xmass	massa (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	0.703	357,643.68	CaCO <sub>3</sub>	0.112	41,346.09
CaO	0.061	31,257.64	CaO	0.564	208,384.29
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.026	13,132.75	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.036	13,132.75
SiO <sub>2</sub>	0.15	76,393.63	SiO <sub>2</sub>	0.207	76,393.63
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.041	20,744.69	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.056	20,744.69
MgO	0.009	4,362.19	MgO	0.012	4,362.19
K <sub>2</sub> O	0.003	1,448.88	K <sub>2</sub> O	0.004	1,448.88
Na <sub>2</sub> O	9E-05	43.99	Na <sub>2</sub> O	1E-04	43.99
SO <sub>3</sub>	0.002	853.85	SO <sub>3</sub>	0.002	853.85
Impuritis	0.004	1,878.25	impuritis	0.006	2,381.18
H <sub>2</sub> O(l)	0.002	1,126.95	H <sub>2</sub> O	0.001	472.07
Sub Total	1	508,886.50	Total	1	369,563.61
Komponen	<17> Gas Kiln		Komponen	<16> menuju ID Fan	
	xmass	massa (kg/jam)		xmass	massa (kg/jam)
CO <sub>2</sub>	0.004	652.25	CO <sub>2</sub>	0.38	198,596.19
H <sub>2</sub> O(g)	0.59	88,027.24	H <sub>2</sub> O(g)	0.201	104823.1881
NO <sub>2</sub>	0.343	51,252.09	NO <sub>2</sub>	0.1	52,109.66
O <sub>2</sub>	0.059	8,813.81	O <sub>2</sub>	0.019	9,973.38
N <sub>2</sub>	0.003	482.38	N <sub>2</sub>	0.3	156,975.25
SO <sub>2</sub>	4E-04	60.75	SO <sub>2</sub>	3E-04	168.75
Total	1	149,288.53	Total	1	522,646.42
Komponen	<21> Udara Tersier				
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.2330	45,794.56			
N <sub>2</sub>	0.7670	150,740.44			
Total	1.00	196,535.00			

Komponen	<52> batubara kalsiner	
	xmass	mass (kg/jam)
C	0.5343	16,029
H	0.0415	1,245
N	0.0087	261
O	0.2324	6,972
S	0.0018	54
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.1488	4,464
Ash	0.0325	975
Total	1.00	30,000
Komponen	<52> udara masuk	
	xmass	mass (kg/jam)
O <sub>2</sub>	0.23	1,747.57
N <sub>2</sub>	0.77	5,752.43
Total	1.00	7,500
Total		892,210.03
		892,210.03

## 2. Rotary Kiln

Fungsi : Digunakan sebagai tempat pembakaran Kiln Feed, terjadi kalsinasi sebesar 95%, dan juga terjadi proses klinkerisasi membentuk C2S, C3S, C3A, dan C4AF.



Komponen yang masuk ke dalam Rotary Kiln :

CaCO <sub>3</sub>	=	41,346.09 kg/jam
CaO	=	208,384.3 kg/jam
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	20,744.69 kg/jam
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	13,132.75 kg/jam
SiO <sub>2</sub>	=	76,393.63 kg/jam

Udara sekunder = Udara panas dari cooler

Komponen	BM
CaCO <sub>3</sub>	100
CaO	56
CO <sub>2</sub>	44
C <sub>2</sub> S	172
C <sub>3</sub> S	228

$$\text{mol} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}}$$

C <sub>3</sub> A	270
C <sub>4</sub> AF	486
SiO <sub>2</sub>	60
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	102
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	160

Reaksi yang terjadi

Reaksi kalsinasi :



$$\text{mol CaCO}_3 \text{ mula-mula} = 413.46 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol CaO mula-mula} = 3,721.1 \text{ kmol/jam}$$

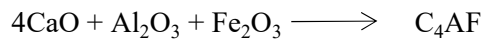
	1 CaCO <sub>3</sub>	→	1 CaO	+	1 CO <sub>2</sub>	
m	413.5		3721.15			
r	413.5		413.46		413.46	
s	-		4134.61		413.46	

$$\text{Massa CaCO}_3 \text{ yang tersisa} = 0 \text{ (CaCO}_3 \text{ habis bereaksi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 4,134.61 \times 56 \\ &= 231,538.10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 413.46 \times 44 \\ &= 18,192.28 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi I (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> habis bereaksi (Temperatur 1000 °C)



$$\text{mol CaO mula-mula} = 4,134.6 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol Al}_2\text{O}_3 \text{ mula-mula} = 203.38 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol Fe}_2\text{O}_3 \text{ mula-mula} = 82.08 \text{ kmol/jam}$$

	4 CaO	+	1 Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	+	1 Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	→	1 C <sub>4</sub> AF
m	4134.61		203.38		82.08		
r	328.32		82.08		82.08		82.08
s	3,806.29		121.30		-		82.08

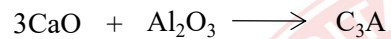
$$\text{Massa Fe}_2\text{O}_3 \text{ tersisa} = 0 \text{ (Fe}_2\text{O}_3 \text{ habis bereaksi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO yang terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 3,806.29 \times 56 \\ &= 213,152.26 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Al}_2\text{O}_3 \text{ yang terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 121.30 \times 102 \\ &= 12,372.56 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_4\text{AF yang terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 82.08 \times 486 \\ &= 39,890.72 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi II (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> habis bereaksi (Temperatur 1100 °C))



$$\text{mol CaO mula-mula} = 3,806.29 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol Al}_2\text{O}_3 \text{ mula-mula} = 121.30 \text{ kmol/jam}$$

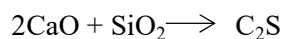
	3	CaO	+	1	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	→	1	C <sub>3</sub> A
m	3,806.29				121.30			
r	363.90				121.30		121.30	
s	3,442.39				-		121.30	

$$\text{Massa Al}_2\text{O}_3 \text{ yang tersisa} = 0 \text{ (Al}_2\text{O}_3 \text{ habis bereaksi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 3,442.39 \times 56 \\ &= 192,773.92 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_3\text{A terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 121.30 \times 270 \\ &= 32,750.89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi III (SiO<sub>2</sub> habis bereaksi) (Temperatur 1200 °C)



$$\text{mol CaO mula-mula} = 3,442.39 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol SiO}_2 \text{ mula-mula} = 1,273.23 \text{ kmol/jam}$$

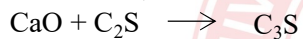
	2	CaO	+	1	SiO <sub>2</sub>	→	1	C <sub>2</sub> S
m		3,442.39			1,273.23			
r		2,546.45			1,273.23		1,273.23	
s		895.94			-		1,273.23	

$$\text{Massa SiO}_2 \text{ yang tersisa} = 0 \text{ (SiO}_2 \text{ habis bereaksi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 895.94 \times 56 \\ &= 50,172.48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_2\text{S terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 1,273.23 \times 172 \\ &= 218,995.07 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi IV (CaO habis bereaksi) (Temperatur 1300 °C)



$$\begin{aligned} \text{mol CaO mula-mula} &= 895.94 \text{ kmol/jam} \\ \text{mol C}_2\text{S mula-mula} &= 1,273.23 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

	1	CaO	+	1	C <sub>2</sub> S	→	1	C <sub>3</sub> S
m		895.9371			1,273.23			
r		895.94			895.94		895.94	
s		-			377.29		895.94	

$$\text{Massa CaO yang tersisa} = 0 \text{ (CaO habis bereaksi)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_2\text{S yang tersisa} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 377.29 \times 172 \\ &= 64,893.89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_3\text{S terbentuk} &= \text{mol} \times \text{BM} \\ &= 895.94 \times 228 \\ &= 204,273.66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total kebutuhan batubara} = 46,875 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan batubara di Kiln} = 16,875 \text{ kg/jam}$$



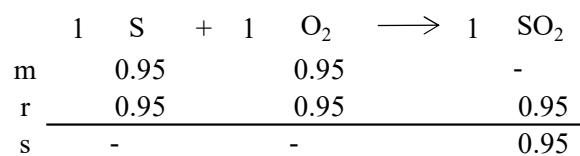
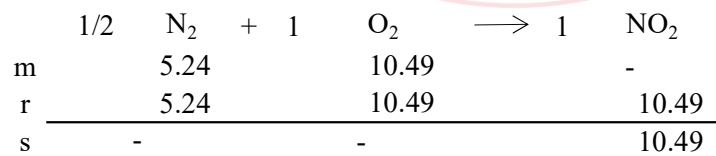
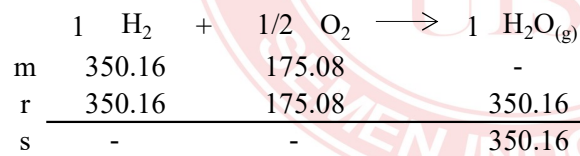
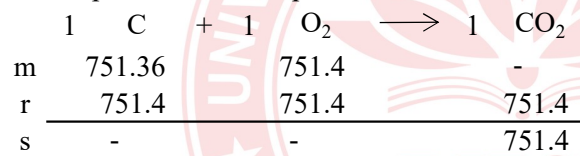
**Tabel A.5** Komposisi Batubara

komponen	% berat	Massrate (kg/jam)
C	53.43	9,016.31
H	4.15	700.31
N	0.87	146.81
O	23.24	3,921.75
S	0.18	30.38
H <sub>2</sub> O	14.88	2,511.00
Ash	3.25	548.44
Total	100	16,875.00

BM masing-masing unsur kandungan batubara :

C = 12	CO <sub>2</sub> = 44
H = 1	H <sub>2</sub> O = 18
N = 14	NO <sub>2</sub> = 46
O = 16	SO <sub>2</sub> = 64
S = 32	

Reaksi pembakaran komponen batu bara :



O<sub>2</sub> yang terkandung dalam batu bara :

O	=	1/2 O <sub>2</sub>
m	245.11	-
r	245.11	122.55
s	-	122.55

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ dari} &= 751.36 + 175.08 + 10.49 + 0.95 \\
 \text{reaksi pembakaran} &= 937.87 \text{ kmol/jam} \\
 &= 30,011.95 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ yang terkandung dalam batu bara} &= 3,921.75 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ stoikiometris} &= 30,011.95 - 3,921.75 \\
 &= 26,090.20 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan O}_2 + \text{O}_2 \text{ eksres} &= 26,742.45 \text{ kg/jam} \\
 (\text{asumsi udara eksres} = 2.5\% ) & \quad \quad \quad (\text{FLSmidth Institute})
 \end{aligned}$$

**Tabel A.6** Perhitungan Fraksi Massa Udara

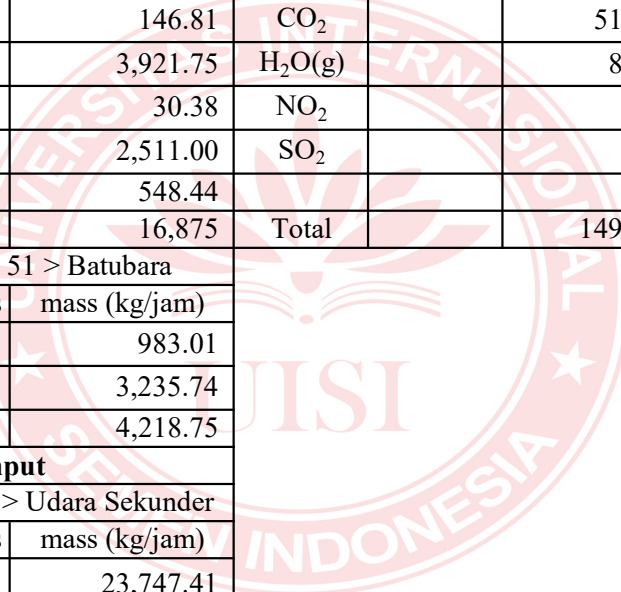
Perhitungan Fraksi Massa Udara			
Komponen	Fraksi mol	BM	Fraksi massa
O <sub>2</sub>	0.21	32	0.23301
N <sub>2</sub>	0.79	28	0.76699
Total	1.00		1.00

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara stoikiomet} &= \frac{100}{23} \times 26,742 = 114,769.69 \text{ kg/jam} \\
 + \text{udara eksres} &
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Udara dari} &= 0.25 \frac{\text{kg udara}}{\text{kg batubara}} \times 16,875 = 4,218.8 \text{ kg/jam} \\
 \text{conveyor batu bara} & \\
 \text{Udara} &= 114,769.69 - 4,218.75 = 110,550.94 \\
 \text{primer} &= 8,634.97 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel A.7** Neraca Massa Rotary Kiln

Input			Output		
Komponen	< 18 > output dari SP		Komponen	< 19 > ke Cooler	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
CaCO <sub>3</sub>	0.11	41,346.09	C <sub>3</sub> A	0.0931	32,750.89
CaO	0.56	208,384.29	C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,890.72
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.04	13,132.75	C <sub>2</sub> S	0.1844	64,893.89
SiO <sub>2</sub>	0.21	76,393.63	C <sub>3</sub> S	0.5805	204,273.66
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.06	20,744.69	Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99

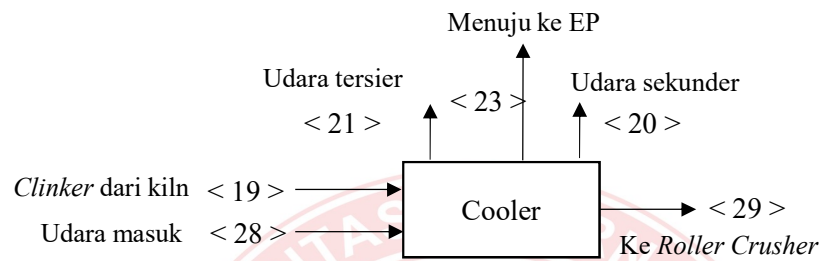
MgO	0.01	4,362.19	K <sub>2</sub> O	0.0041	1,448.88
K <sub>2</sub> O	0.00	1,448.88	SO <sub>3</sub>	0.0024	853.85
Na <sub>2</sub> O	0.00	43.99	MgO	0.0124	4,362.19
SO <sub>3</sub>	0.00	853.85	impuritis	0.0097	3,401.69
impuritis	0.01	2,381.18			
H <sub>2</sub> O	0.00	472.07			
Total	1.00	369,563.61	Total	1.00	351,919.77
<b>Input</b>			<b>Output</b>		
Komponen	< 51 > Batubara		Komponen	< 17 > ke Kalsiner	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
C	0.53	9,016.31	O <sub>2</sub>		652.25
H	0.04	700.31	N <sub>2</sub>		88,027.24
N	0.01	146.81	CO <sub>2</sub>		51,252.09
O	0.23	3,921.75	H <sub>2</sub> O(g)		8,813.81
S	0.00	30.38	NO <sub>2</sub>		482.38
H <sub>2</sub> O(l)	0.15	2,511.00	SO <sub>2</sub>		60.75
Ash	0.03	548.44			
Total	1.00	16,875	Total		149,288.53
Komponen	< 51 > Batubara				
	xmass	mass (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.23	983.01			
N <sub>2</sub>	0.77	3,235.74			
Total	1.00	4,218.75			
<b>Input</b>					
Komponen	< 20 > Udara Sekunder				
	xmass	mass (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.23	23,747.41			
N <sub>2</sub>	0.77	78,168.56			
Total	1.00	101,915.97			
<b>Input</b>					
Komponen	< 22 > Udara Primer				
	xmass	mass (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.23	2,012.03			
N <sub>2</sub>	0.77	6,622.94			
Total	1.00	8,634.97			
Total		501,208.30			501,208.298

batubara yang digunakan = 46,875 kg/jam = 46.88 ton/jam  
 produk klinker = 351,919.77 kg/jam = 351.9 ton/jam

$$\begin{aligned}
 \text{indeks batubara} &= \frac{\text{ton batubara}}{\text{ton produk klinker}} \\
 &= \frac{46.875}{351.920} \\
 &= 0.133
 \end{aligned}$$

### 3. Cooler

Fungsi : untuk mendinginkan clinker



Keterangan :

- Asumsi :
1. Debu *clinker* tidak ada yang terbawa ke udara tersier dan sekunder karena tertahan *dust trap*
  2. 1% debu *clinker* yang terbawa udara ke EP

$$\text{Massa } \textit{clinker} \text{ yang masuk ke Cooler} = 351,919.77 \text{ kg/jam}$$

Massa debu *clinker* yang terikut ke EP :

$$\begin{aligned}
 C_3A &= 1\% \times \textit{clinker} \text{ impuritis} = 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 327.5 \text{ kg/jam} = 34.0 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_4AF &= 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 398.9 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_2S &= 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 648.9 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_3S &= 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 2,042.7 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Na_2O &= 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 0.440 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_2O &= 1\% \times \textit{clinker} \\
 &= 14.489 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SO}_3 &= 1\% \times \text{clinker} \\ &= 8.5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgO} &= 1\% \times \text{clinker} \\ &= 43.6 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

*clinker* ke crusher = *clinker* masuk Cooler - *clinker* yang terbawa ke EP

$$\text{C}_3\text{A} = 32,750.89 - 327.51 = 32,423.38 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_4\text{AF} = 39,890.72 - 398.91 = 39,491.81 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_2\text{S} = 64,893.89 - 648.94 = 64,244.95 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_3\text{S} = 204,273.66 - 2,042.74 = 202,230.93 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Na}_2\text{O} = 43.99 - 0.44 = 43.55 \text{ kg/jam}$$

$$\text{K}_2\text{O} = 1,448.88 - 14.49 = 1,434.39 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SO}_3 = 853.85 - 8.54 = 845.31 \text{ kg/jam}$$

$$\text{MgO} = 4,362.19 - 43.62 = 4,318.57 \text{ kg/jam}$$

$$\text{impurtis} = 3,401.69 - 34.02 = 3,367.67 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara masuk ke Cooler} &= 1.81 \text{ kg udara/kg terak} \\ &= 636,974.78 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total massa udara sekunder} &= 16\% \text{ dari udara masuk Cooler} \\ &= 101,915.97 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa udara ke EP} = 338,523.82 \text{ kg/jam}$$

**Tabel A.8** Perhitungan Neraca Massa *Rotary cooler*

Input			Output		
Komponen	< 19 > dari output kiln		Komponen	< 29 > ke roller crusher	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
C <sub>3</sub> A	0.09306	32,750.89	C <sub>3</sub> A	0.09306	32,423.38
C <sub>4</sub> AF	0.11335	39,890.72	C <sub>4</sub> AF	0.11335	39,491.81
C <sub>2</sub> S	0.18440	64,893.89	C <sub>2</sub> S	0.18440	64,244.95
C <sub>3</sub> S	0.58046	204,273.66	C <sub>3</sub> S	0.58046	202,230.93
Na <sub>2</sub> O	0.00013	43.99	Na <sub>2</sub> O	0.00013	43.55
K <sub>2</sub> O	0.00412	1,448.88	K <sub>2</sub> O	0.00412	1,434.39
SO <sub>3</sub>	0.00243	853.85	SO <sub>3</sub>	0.00243	845.31
MgO	0.01240	4,362.19	MgO	0.01240	4,318.57
impuritis	0.00967	3,401.69	impuritis	0.00967	3,367.67
Total	1.00000	351,919.77	Total	1.00	348,400.57
Komponen	< 28 > udara masuk		Komponen	< 21 > udara tersier	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)

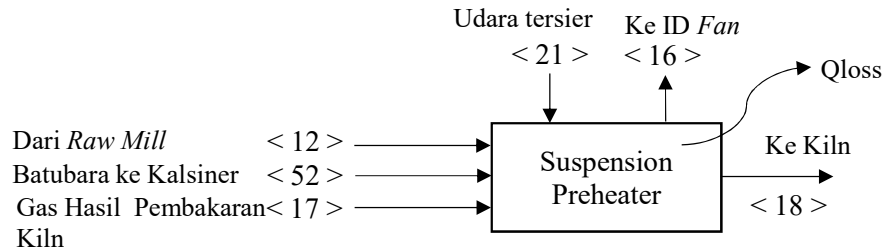
O <sub>2</sub>	0.23301	148,421.31	O <sub>2</sub>	0.23301	45,794.56			
N <sub>2</sub>	0.76699	488,553.47	N <sub>2</sub>	0.76699	150,740.44			
Total	1.00	636,974.78	Total	1.00	196,535.00			
			Komponen	< 20 > udara sekunder				
				xmass	mass (kg/jam)			
			O <sub>2</sub>	0.23301	23,747.41			
			N <sub>2</sub>	0.76699	78,168.56			
			Total	1.00	101,915.97			
			Komponen	< 23 > menuju ke EP				
				xmass	mass (kg/jam)			
			C <sub>3</sub> A	0.09306	327.51			
			C <sub>4</sub> AF	0.11335	398.91			
			C <sub>2</sub> S	0.18440	648.94			
			C <sub>3</sub> S	0.58046	2,042.74			
			Na <sub>2</sub> O	0.00013	0.44			
			K <sub>2</sub> O	0.00412	14.49			
			SO <sub>3</sub>	0.00243	8.54			
			MgO	0.01240	43.62			
			impuritis	0.00967	34.02			
						Total	1.00	3,519.20
						Komponen	< 23 > menuju ke EP	
							xmass	mass (kg/jam)
O <sub>2</sub>	0.23301	78,879.34						
N <sub>2</sub>	0.76699	259,644.48						
			Total	1.00	338,523.82			
Total	988,894.55				988,894.55			

H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	14.88	2,511
ash	3.25	548
Total	18.13	3,059

$$\begin{aligned}
 \text{Kandungan air teruapkan} &= \text{Jumlah kandungan air raw coal} - \text{H}_2\text{O produk} \\
 &= 2,511 - 2,259.90 \\
 &= 251.10 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**LAMPIRAN B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI RKC-2**

1. Suspension Preheater



A. Neraca energi dari Raaw Mill :

Temperatur feed = 50 °C = 323 K

Temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.1** Panas Sensibel *Raw Meal*

Komponen	< 12 > Raw Meal		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CaCO <sub>3</sub>	0.702797	357,643.68	0.861	25	7,697,609.8
CaO	0.061424	31,257.64	0.787	25	614,780.9
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.025807	13,132.75	0.676	25	221,925.3
SiO <sub>2</sub>	0.150119	76,393.63	0.793	25	1,514,984.0
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.040765	20,744.69	0.819	25	424,946.3
MgO	0.008572	4,362.19	0.960	25	104,710.7
K <sub>2</sub> O	0.002847	1,448.88	0.960	25	34,779.2
Na <sub>2</sub> O	8.64E-05	43.99	1.142	25	1,256.1
SO <sub>3</sub>	0.001678	853.85	0.657	25	14,023.6
impuritis	0.003691	1,878.25	1.000	25	46,956.4
H <sub>2</sub> O(l)	0.002215	1,126.95	4.202	25	118,382.6
Total	1	508,886.50			10,794,355

B. Panas sensibel udara tersier :

temperatur udara tersier = 810 °C = 1083 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.2** Panas Sensibel Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.23301	45,794.56	1.038	785	37,301,513
N <sub>2</sub>	0.76699	150,740.44	1.113	785	131,695,901
Total	1	196,535.00			168,997,414

C. Panas sensibel batubara :

temperatur batubara = 60 °C = 333 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.3** Panas Sensibel Batubara

Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C	0.5343	16,029	0.837	35	469,306.16
H	0.0415	1,245	14.397	35	313,666.10
N	0.0087	261	1.025	35	4,683.96
O	0.2324	6,972	0.918	35	112,052.40
S	0.0018	54	0.745	35	1,408.11
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.1488	4,464	4.202	35	656,499.90
Ash	0.0325	975	1	35	34,125.00
Total	1	30,000			1,591,741.6
Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.23301	1,747.57	0.91839	35	56,173.18
N <sub>2</sub>	0.76699	5,752.43	1.02550	35	206,468.44
Total	1	7,500.00			262,641.63

D. Neraca energi pembakaran batubara

Massa batubara = 30,000 kg/jam

Heating value = 4,504 kkal/kg

H batubara = 30000 x 4504

= 135,120,000 kkal/jam

= 565,720,416 kJ/jam

E. Panas sensibel gas dari kiln

temperatur gas dari kiln = 1000 °C = 1273 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.4** Panas Sensibel Gas dari Kiln

Komponen	< 17 > gas dari kiln		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CO <sub>2</sub>	0.343309	51,252.09	1.1339	975	56,660,017
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.059039	8,813.81	2.1338	975	18,337,064
NO <sub>2</sub>	0.003231	482.38	1.1666	975	548,676
O <sub>2</sub>	0.004369	652.25	1.0376	975	659,880
N <sub>2</sub>	0.589645	88,027.24	1.1129	975	95,520,044
SO <sub>2</sub>	0.000407	60.75	0.8647	975	51,216
Total	1	149,288.53			171,776,896



F. Panas sensibel gas keluar preheater

$$\begin{aligned} \text{temperatur gas keluar preheater} &= 390 \text{ } ^\circ\text{C} = 663 \text{ K} \\ \text{temperatur reference} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

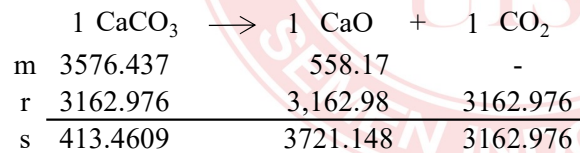
**Tabel B.5** Panas Sensibel Gas Keluar Preheater

Komponen	< 16 > ke ID Fan		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CO <sub>2</sub>	0.4768	249,196.03	1.133863	365	103,132,245
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.0490	25,609.76	2.133838	365	19,946,184
NO <sub>2</sub>	0.0026	1,339.96	1.166590	365	570,560
O <sub>2</sub>	0.0035	1,811.82	1.037631	365	686,200
N <sub>2</sub>	0.4678	244,520.10	1.112943	365	99,329,960
SO <sub>2</sub>	0.0003	168.75	0.864679	365	53,259
Total	1	522,646.42			223,718,408

» Panas latent penguapan air pada 50 °C  $H_v = 2592.1 \text{ kJ/kg}$   
 $\lambda = 2,382.77 \text{ kJ/kg}$   $H_I = 209.33 \text{ kJ/kg}$   
 $H_I = m \times \lambda$   
 $= 5,590.95 \times 2,382.77$   
 $= 13,321,954 \text{ kJ/jam}$

G. Neraca energi reaksi kalsinasi

$$\begin{aligned} \text{temperatur reaktan} &= 780 \text{ } ^\circ\text{C} = 1053 \text{ K} \\ \text{temperatur produk} &= 850 \text{ } ^\circ\text{C} = 1123 \text{ K} \end{aligned}$$



Data heat of formation pada 25 °C (  $\Delta H_f^{298}$  ) :

**Tabel B.6** Heat of Formation H.Allaboun

Komponen	$\Delta H_f^{298}$ (kJ/mol)
CaCO <sub>3</sub>	-1207
CaO	-635
CO <sub>2</sub>	-393
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-1669
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-822
SiO <sub>2</sub>	-908
(CaO) <sub>4</sub> .Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-5080
(CaO) <sub>3</sub> .Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-3561
(CaO) <sub>2</sub> .SiO <sub>2</sub>	-2308

$(\text{CaO})_3 \cdot \text{SiO}_2$	-2931
-------------------------------------	-------

**$\Delta H$  reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 357,644 \times 0.8609 \times (25 - 500) \\ &= (146,254,586.4) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**$\Delta H$  produk**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 208,384 \times 0.7867 \times (500 - 25) \\ &= 77,872,247 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 139,171 \times 0.8194 \times (500 - 25) \\ &= 54,166,324 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**$\Delta H_f$**

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 3,163 \times -1207 \\ &= (3,817,711,871.2) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 3,162.98 \times -635 \\ &= (2,008,489,675) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 3,162.98 \times -393 \\ &= (1,243,049,516) \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H \text{ reaktan} &= (146,254,586) \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta H \text{ produk} &= 132,038,571 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta H_f &= 566,172,680.149 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H_R = 551,956,665 \text{ kJ/jam}$$

**H. Panas sensibel produk keluar preheater**

$$\begin{aligned} \text{temperatur produk keluar preheater} &= 865 \text{ }^\circ\text{C} = 1138 \text{ K} \\ \text{temperatur reference} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.7** Panas Sensibel Produk

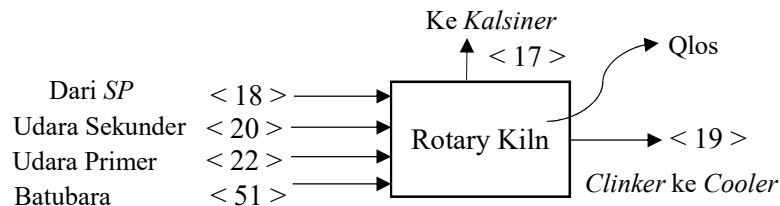
Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CaCO <sub>3</sub>	0.1119	41,346.09	1.3461	840	46,751,105
CaO	0.5639	208,384.29	1.1282	840	197,484,074
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0355	13,132.75	1.0869	840	11,990,602
SiO <sub>2</sub>	0.2067	76,393.63	1.1752	840	75,411,262
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0561	20,744.69	1.2820	840	22,339,646
MgO	0.0118	4,362.19	1.2420	840	4,551,167
K <sub>2</sub> O	0.0039	1,448.88	1.2389	840	1,507,838
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.5488	840	57,229
SO <sub>3</sub>	0.0023	853.85	0.9593	840	688,040
impuritis	0.0064	2,381.18	1.0000	840	2,000,195
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.0013	472.07	4.5478	840	1,803,388
Total	1	369,563.61			364,584,546

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= (H \text{ input} - (H_s \text{ Produk} + H_s \text{ Gas keluar preheater} + \Delta H_r \text{ kalsinasi} + \\
 &\quad H_l \text{ penguapan air})) \\
 &= 1,471,100,130 - 601,624,908.37 \\
 &= 869,475,221.1 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.8** Neraca Energi Suspension Preheater

H input		H output	
Hs < 12 >	10,794,354.93	Hs < 18 >	364,584,546.32
Hs < 17 >	171,776,896.03	Hs < 16 >	223,718,408.19
Hs < 21 >	168,997,414.25	HI	13,321,953.85
Hs < 52 >	1,854,383.26	Q loss	869,475,221.14
ΔHR Kals	551,956,665.04		
H Batubara	565,720,416.00		
Total	1,471,100,129.51	Total	1,471,100,129.51

## 2. Rotary Kiln



- » Neraca energi masuk dari Preheater :
- temperatur bahan masuk = 865 °C = 1138 K
- temperatur bahan keluar = 1250 °C = 1523 K

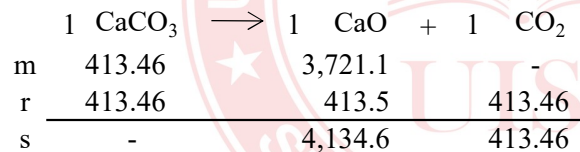
temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.9** Panas Sensibel dari Suspension Preheater

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CaCO <sub>3</sub>	0.1119	41,346.09	1.3461	840	46,751,105
CaO	0.5639	208,384.29	1.1282	840	197,484,074
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0355	13,132.75	1.0869	840	11,990,602
SiO <sub>2</sub>	0.2067	76,393.63	1.1752	840	75,411,262
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0561	20,744.69	1.2820	840	22,339,646
MgO	0.0118	4,362.19	1.2420	840	4,551,167
K <sub>2</sub> O	0.0039	1,448.88	1.2389	840	1,507,838
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.5488	840	57,229
SO <sub>3</sub>	0.0023	853.85	0.9593	840	688,040
impuritis	0.0064	2,381.18	1.0000	840	2,000,195
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.0013	472.07	4.5478	840	1,803,388
Total	1.00	369,563.61			364,584,546

**Neraca Energi Reaksi di Kiln :**

Panas Kalsinasi Lanjut (Setelah kalsinasi di Preheater)



**ΔH reaktan**

$$\begin{aligned}
 \text{CaCO}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 41,346.09 \times 1.346 \times (25 - 900) \\
 &= -48,699,067.4 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**ΔH produk**

$$\begin{aligned}
 \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 231,538.1 \times 1.128 \times (900 - 25) \\
 &= 228,569,530 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 18,192.28 \times 1.087 \times (900 - 25) \\
 &= 17,302,197.9 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

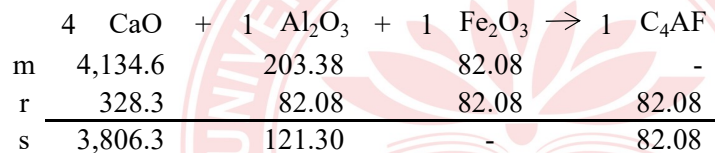
**$\Delta H_f$** 

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 413.5 \times -1,207 = -499,047.30 \text{ kJ/jam} \\ \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 413.5 \times -635 = -262,547.67 \text{ kJ/jam} \\ \text{CO}_2 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 413.5 \times -393 = -162,490.13 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H \text{ reaktan} &= -48,699,067 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta H \text{ produk} &= 245,871,728 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta H_f &= 74,009,501 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H_R = 271,182,161 \text{ kJ/jam}$$

Panas enthalpy reaksi pembentukan klinker :

**Reaksi I :** **$\Delta H$  reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 231,538.1 \times 1.128 \times (25 - 1000) \\ &= -254,691,762 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 20,744.69 \times 1.282 \times (25 - 1000) \\ &= -25,929,946.4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fe}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 13,132.75 \times 1.087 \times (25 - 1000) \\ &= -13,917,663.3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

 **$\Delta H$  produk**

$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{AF} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 39,890.72 \times 3.494 \times (1000 - 25) \\ &= 135,887,361 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

 **$\Delta H_f$** 

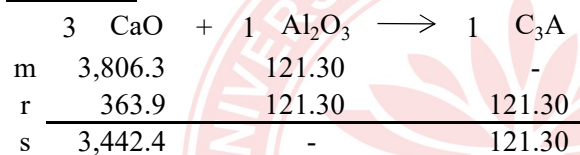
$$\text{CaO} = \text{mol} \times \Delta H_f$$

$$\begin{aligned}
 &= 328.3 \times -635 = -208,482,373 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Al}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\
 &= 82.1 \times -1,669 = -136,990,976 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Fe}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\
 &= 82.1 \times -822 = -67,469,492 \text{ kJ/jam} \\
 \\ 
 \text{C}_4\text{AF} &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\
 &= 82.1 \times -5,080 = -416,964,745 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } \Delta\text{H reaktan} &= -294,539,372 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Total } \Delta\text{H produk} &= 135,887,361 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Total } \Delta\text{Hf} &= -4,021,904 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta\text{HR 1} = -162,673,915 \text{ kJ/jam}$$

**Reaksi II :**



**ΔH reaktan**

$$\begin{aligned}
 \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 213,152.3 \times 1.128 \times (25 - 1100) \\
 &= -258,515,275 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Al}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 12,372.56 \times 1.282 \times (25 - 1100) \\
 &= -17,051,325.6 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**ΔH produk**

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{A} &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 32,750.89 \times 1.693 \times (1100 - 25) \\
 &= 59,603,934.5 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**ΔHf**

$$\begin{aligned}
 \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\
 &= 363.9 \times -635 = -231,075,744 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Al}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\
 &= 121.3 \times -1,669 = -202,449,037 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{A} &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\ &= 121.3 \times -3,561 = -431,947,886 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta\text{H} \text{ reaktan} &= -275,566,601 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{H} \text{ produk} &= 59,603,935 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{Hf} &= 1,576,895 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{HR 2} &= -214,385,771 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Reaksi III :

	2	CaO	+	1	SiO <sub>2</sub>	→	1	C <sub>2</sub> S
m	3,442.4			1,273.2			-	
r	2,546.5			1,273.2			1,273.2	
s	895.9			-			1,273.2	

#### **ΔH reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 192,773.9 \times 1.128 \times (25 - 1200) \\ &= -255,548,869 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 76,393.63 \times 1.175 \times (25 - 1200) \\ &= -105,485,991 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### **ΔH produk**

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{S} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 218,995.1 \times 1.219 \times (-1200 - 25) \\ &= 313,673,200 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### **ΔHf**

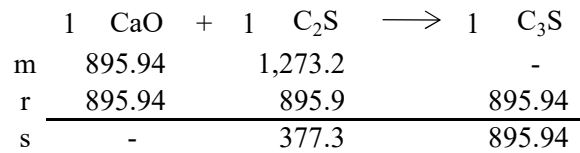
$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\ &= 2,546 \times -635 = -1,616,999 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\ &= 1,273 \times -908 = -1,156,090 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{S} &= \text{mol} \times \Delta\text{Hf} \\ &= 1,273 \times -2,308 = -2,938,608 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta\text{H} \text{ reaktan} &= -361,034,860 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{H} \text{ produk} &= 313,673,200 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{Hf} &= -165,519,532 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total } \Delta\text{HR 3} &= -212,881,193 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Reaksi IV :**



**ΔH reaktan**

$$\begin{aligned}\text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 50,172.48 \times 1.128 \times (25 - 1300) \\ &= -72,171,138.8 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_2\text{S} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 218,995.1 \times 1.219 \times (25 - 1300) \\ &= -340,368,791 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

**ΔH produk**

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{S} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 204,273.7 \times 1.165 \times (1300 - 25) \\ &= 303,516,728 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

**ΔHf**

$$\begin{aligned}\text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 895.9 \times -635 = -568,920 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_2\text{S} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 895.9 \times -2,308 = -2,067,823 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{S} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 895.9 \times -2,931 = -2,625,992 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -412,539,930 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 303,516,728 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = 10,751,246 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R 4 = -98,271,956.1 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R \text{ (reaksi kalsinasi + klinkerisasi)} = -417,030,673 \text{ kJ/jam}$$



» Neraca energi pembakaran batubara

$$\begin{aligned} \text{Massa batubara} &= 16,875 \text{ kg/jam} \\ \text{Heating value} &= 4,504 \text{ kkal/kg} \\ \text{H batubara} &= 16,875 \times 4,504 \\ &= 76,005,000 \text{ kkal/jam} \\ &= 318,004,920 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{temperatur batubara} = 55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 328 \text{ K}$$

$$\text{temperatur reference} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K (range suhu : 50 - 66 }^{\circ}\text{C)}$$

**Tabel B.10** Panas Sensibel Batubara

Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C	0.534	9,016.31	0.837	30	226,272.61
H	0.042	700.31	14.397	30	302,463.74
N	0.009	146.81	1.025	30	4,516.67
O	0.232	3,921.75	0.918	30	108,050.52
S	0.002	30.38	0.745	30	678.91
H <sub>2</sub> O(l)	0.149	2,511.00	4.202	30	316,526.74
Ash	0.033	548.44	1.000	30	16,453.13
Total	1.00	16,875.00			974,962.33
Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	983.01	0.9184	30	27,083.50
N <sub>2</sub>	0.767	3,235.74	1.0255	30	99,547.28
Total	1	4,218.75			126,630.78
Total					1,101,593.1

$$\text{temperatur udara sekunder} = 1,100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,373 \text{ K}$$

$$\text{temperatur reference} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

**Tabel B.11** Panas Sensibel Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	23,483.88	1.0502	1075	26,512,051
N <sub>2</sub>	0.767	77,301.12	1.1221	1075	93,249,009
Total	1	100,785.01			119,761,060

$$\text{temperatur udara primer} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{temperatur reference} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

**Tabel B.12** Panas Sensibel Udara Primer

Komponen	< 22 > Udara Primer		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	2,275.56	0.9159	5	10,420.65
N <sub>2</sub>	0.767	7,490.37	1.0237	5	38,337.84
Total	1	9,765.93			48,758.49

temperatur gas dari kiln = 1000 °C = 1273 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.13** Panas Sensibel Gas dari Kiln

Komponen	< 17 > ke Kalsiner		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CO <sub>2</sub>	0.343	51,252.09	1.1339	975	56,660,017
H <sub>2</sub> O(g)	0.059	8,813.81	2.1338	975	18,337,064
NO <sub>2</sub>	0.003	482.38	1.1666	975	548,676
SO <sub>2</sub>	0.000	60.75	1.0376	975	61,460
O <sub>2</sub>	0.004	652.25	1.1129	975	707,774
N <sub>2</sub>	0.590	88,027.24	0.8647	975	74,212,386
Total	1	149,288.53			150,527,377

temperatur klinker = 1250 °C = 1523 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.14** Panas Sensibel Klinker Keluar

Komponen	< 19 > menuju ke Cooler		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	32,750.89	1.6402	1225	65,804,309
C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,890.72	3.4788	1225	169,993,436
C <sub>2</sub> S	0.1844	64,893.89	1.1922	1225	94,774,288
C <sub>3</sub> S	0.5805	204,273.66	1.1486	1225	287,419,522
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.6271	1225	87,681
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,448.88	1.4330	1225	2,543,490
SO <sub>3</sub>	0.0024	853.85	0.9974	1225	1,043,262
MgO	0.0124	4,362.19	1.3074	1225	6,986,593
impuritis	0.0097	3,401.69	1.00	1225	4,167,072
Total	1	351,919.77			632,819,654

Q<sub>loss</sub> = (H input - (ΔH Produk + ΔH Gas buang Kiln ))

= 1,220,744,366 - 792,679,202.99

= 428,065,162.61 kJ/jam

**Tabel B.15** Neraca Energi Rotary Kiln

IN		OUT	
H input		H output	
Hs < 18 >	364,584,546	Hs < 17 >	150,527,377
Hs < 20 >	119,761,060	Hs < 19 >	642,151,826
Hs < 22 >	48,758	Q loss	428,065,163
Hs < 51 >	1,101,593		
$\Delta HR$	417,030,673		
H Batubara	318,217,734		
Total	1,220,744,366	Total	1,220,744,366

Efisiensi Energi di Kiln = 0.65 = 64.93 %

Heat Loss di Kiln = 0.35 = 35.07 %

T = 325 °C = 598 K (temperatur dinding kiln)

T<sub>o</sub> = 30 °C = 303 K (temperatur lingkungan)

$$\begin{aligned} \text{Radiation Loss} &= 4 \times [10]^{(-8)} \times (T^4 - T_o^4) \\ &= 446.2332 \text{ kkal/jam.m}^2 \\ &= 1,867.0398 \text{ kJ/jam.m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Convection Loss} &= 80,33 \times ((T + T_o) / 2)^{(-0,724)} \times (T - T_o)^{1,333} \\ &= 3,704.5111 \text{ kkal/jam.m}^2 \\ &= 15,499.6746 \text{ kJ/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Perbandingan heat loss secara konduksi, radiasi, konveksi = 4 : 1 : 31

% radiation loss = 0.92%

nilai radiation loss = 11,275,174.32 kJ/jam

= 3,131.99 kJ/s

= 3,131.99 kW

= 75,167.83 kWh/hari

% convection loss = 30.47%

nilai convection loss = 371,982,232.17 kJ/jam

= 103,328.40 kJ/s

= 103,328.40 kW

= 2,479,881.55 kWh/hari

Nilai K → Refraktori (bata tahan api) = 2.9 W/m.K

Baja = 80.2 W/m.K

Diameter kiln = 5.6 m

$$\begin{aligned} \text{Panjang kiln} &= 84 \text{ m} \\ \text{Ketebalan dinding permukaan kiln} &= 0.05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai A} &= \text{keliling permukaan kiln} \times \text{panjang kiln} \\ &= 17.584 \times 84 \\ &= 1,477.06 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

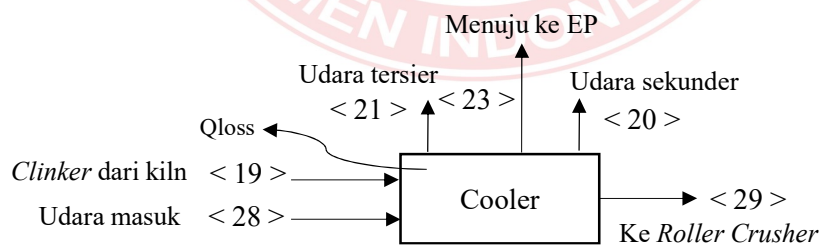
$$\text{Conduction Loss} = k \times A \times (\Delta T / X)$$

$$\begin{aligned} \text{proporsi kehilangan} &= 25,272,428.16 \text{ Watt} \\ \text{panas secara konduksi} &= 61,596.00 \text{ kJ/jam.m}^2 \\ \% \text{ conduction loss} &= 3.67\% \\ \text{nilai conduction loss} &= 44,807,756.12 \text{ kJ/jam} \\ &= 12,446.60 \text{ kJ/s} \\ &= 12,446.60 \text{ kW} \\ &= 298,718.37 \text{ kWh/hari} \end{aligned}$$

Konversi kehilangan panas terhadap jumlah batubara yang dapat dimanfaatkan :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Batubara} &= \text{Total panas yang hilang} / \text{nilai bakar batubara} \\ &= \frac{102,307,573.9}{4,504} \\ &= 22,714.8 \text{ kg/jam} \\ &= 22.7 \text{ ton/jam} \\ &= 545.2 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

### 3. Cooler



$$\begin{aligned} \text{temperatur bahan masuk} &= 1250 \text{ }^\circ\text{C} = 1523 \text{ K} \\ \text{temperatur reference} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.16** Panas Sensibel Clinker Masuk

Komponen	< 19 > dari output kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	32,750.89	1.640	1225	65,804,309
C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,890.72	3.479	1225	169,993,436
C <sub>2</sub> S	0.1844	64,893.89	1.192	1225	94,774,288
C <sub>3</sub> S	0.5805	204,273.66	1.149	1225	287,419,522
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.627	1225	87,681
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,448.88	1.433	1225	2,543,490
SO <sub>3</sub>	0.0024	853.85	0.997	1225	1,043,262
MgO	0.0124	4,362.19	1.307	1225	6,986,593
impuritis	0.0097	3,401.69	1.000	1225	4,167,072
Total	1	351,919.77			632,819,654

temperatur udara masuk = 30 °C = 303 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.17** Panas Sensibel Udara Masuk

Komponen	< 28 > Udara masuk		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	148,421.31	0.9159	5	679,678.01
N <sub>2</sub>	0.767	488,553.47	1.0237	5	2,500,554.2
Total	1	636,974.78			3,180,232.2

temperatur udara tersier = 800 °C = 1073 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.18** Panas Sensibel Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	45,794.56	1.0376	775	36,826,335
N <sub>2</sub>	0.767	150,740.44	1.1129	775	130,018,246
Total	1	196,535.00			166,844,581

temperatur udara sekunder = 1,100 °C = 1,373 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.19** Panas Sensibel Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	23,483.88	1.0502	1,075	26,512,051
N <sub>2</sub>	0.767	77,301.12	1.1221	1,075	93,249,009
Total	1	100,785.01			119,761,060

temperatur debu *clinker* = 200 °C = 473 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.20** Panas Sensibel Debu Clinker ke EP

Komponen	< 23 > menuju ke EP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	327.51	0.777	175	44,540.61
C <sub>4</sub> AF	0.1134	398.91	3.314	175	231,380.56
C <sub>2</sub> S	0.1844	648.94	0.905	175	102,826.14
C <sub>3</sub> S	0.5805	2,042.74	0.897	175	320,491.07
Na <sub>2</sub> O	0.0001	0.44	1.273	175	98.04
K <sub>2</sub> O	0.0041	14.49	0.990	175	2,510.64
SO <sub>3</sub>	0.0024	8.54	0.759	175	1,134.00
MgO	0.0124	43.62	1.078	175	8,231.53
impuritis	0.0097	34.02	1.00	175	5,952.96
Total	1	3,519.20			717,165.56
Komponen	< 23 > menuju ke EP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.233	79,142.86	0.9347	175	12,945,659
N <sub>2</sub>	0.767	260,511.92	1.0375	175	47,297,531
Total	1	339,654.78			60,243,189
Total					60,960,355

Neraca energi *clinker* keluar Cooler

temperatur *clinker* keluar = 121 °C = 394 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.21** Panas Sensibel Clinker Keluar Cooler

Komponen	< 29 > ke roller crusher		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	32,423.38	0.708	96	2,202,448.1
C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,491.81	3.309	96	12,546,803
C <sub>2</sub> S	0.1844	64,244.95	0.897	96	5,534,754.0
C <sub>3</sub> S	0.5805	202,230.93	0.878	96	17,053,815
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.55	1.246	96	5,208.7
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,434.39	0.982	96	135,174.0
SO <sub>3</sub>	0.0024	845.31	0.738	96	59,909.5
MgO	0.0124	4,318.57	1.059	96	439,074.4
impuritis	0.0097	3,367.67	1.000	96	323,296.8
Total	1	348,400.57			38,300,484

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= (\Sigma H_s \text{ input} - (\Sigma H_s \text{ output})) \\
 &= 645,332,058 - 385,866,480 \\
 &= 259,465,578 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.22** Neraca Energi Cooler

H input		H output	
Hs < 19 >	642,151,826	Hs < 21 >	166,844,581
Hs < 28 >	3,180,232	Hs < 20 >	119,761,060
		Hs < 23 >	60,960,355
		Hs < 29 >	38,300,484
		Q loss	259,465,578
Total	645,332,058	Total	645,332,058

Efisiensi Energi Pada Sistem

$$\begin{aligned}
 \Sigma [E_{in}] &= 3,337,176,553.4 & &= 0.793978 \\
 & & &= 79.40 \% \\
 \Sigma [E_{out}] &= 2,649,645,812.4 \\
 \Sigma \text{ Heat Loss} &= 687,530,741.0 \text{ kJ/jam} & &= 0.206022 \\
 & & &= 20.60 \%
 \end{aligned}$$

**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN ENTALPI, ENTROPI DAN EKSERGI RKC-2**

**1. Suspension Preheater**

**A. Stream Inlet**

Stream 12 dari Raw Mill

Komponen	< 12 > Raw Mill		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CaCO <sub>3</sub>	0.7028	357,643.68	0.8609	25	323	298	7,697,609.8	24,804.42	305,892.75	58,295,919
CaO	0.0614	31,257.64	0.7867	25	323	298	614,780.9	1,981.04	24,430.57	71,055,323
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0258	13,132.75	0.6759	25	323	298	221,925.3	715.12	8,819.02	1,354,315
SiO <sub>2</sub>	0.1501	76,393.63	0.7933	25	323	298	1,514,984.0	4,881.81	60,203.44	10,440,463
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0408	20,744.69	0.8194	25	323	298	424,946.3	1,369.33	16,886.80	40,769,410
MgO	0.0086	4,362.19	0.9602	25	323	298	104,710.7	337.41	4,161.06	6,397,160.2
K <sub>2</sub> O	0.0028	1,448.88	0.9602	25	323	298	34,779.2	112.07	1,382.08	10,882,429
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.1422	25	323	298	1,256.1	4.05	49.92	210,158.5
SO <sub>3</sub>	0.0017	853.85	0.6570	25	323	298	14,023.6	45.19	557.28	2,658,660.9
impuritis	0.0037	1,878.25	1.0000	25	323	298	46,956.4	151.31	1,865.98	1,878,254.1
H <sub>2</sub> O(l)	0.0022	1,126.95	4.2019	25	323	298	118,382.6	381.47	4,704.37	56,347.6
Total	1.00	508,886.50					10,794,355	34,783.23	428,953.27	203,998,439



Stream 21 Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	45,794.56	1.038	785	1083	298	37,301,513	61,316.88	19,029,083	5,681,388
N <sub>2</sub>	0.767	150,740.44	1.113	785	1083	298	131,695,901	216,484.03	67,183,660	3,714,675
Total	1	196,535.00					168,997,414	277,800.91	86,212,742	9,396,063

Stream 52 Batubara

Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C	0.534	16,029	0.84	35	333	298	469,306.16	1,489.03	25,575.80	547,483,853
H	0.042	1,245	14.40	35	333	298	627,332.20	1,990.42	34,187.76	412,468,500
N	0.009	261	1.03	35	333	298	9,367.92	29.72	510.52	13,422.86
O	0.232	6,972	0.92	35	333	298	224,104.79	711.05	12,213.05	101,834,775
S	0.002	54	0.75	35	333	298	1,408.11	4.47	76.74	1,028,700
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.149	4,464	4.20	35	333	298	656,499.90	2,082.96	35,777.31	223,200
Ash	0.033	975	1.00	35	333	298	34,125.00	108.27	1,859.71	975000
Total	1.00	30,000					2,022,144.1	6,415.92	110,200.90	1,064,027,450
Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	1,747.57	0.91839	35	333	298	56,173.18	178.23	3,061.27	216,808.25
N <sub>2</sub>	0.767	5,752.43	1.0255	35	333	298	206,468.44	655.09	11,251.92	141,756.24
Total	1	7,500.00					262,641.63	833.32	14,313.20	358,564.49

Stream 17 Gas dari Kiln

Komponen	< 17 > gas dari kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub>	0.3433	51,252.09	1.134	975	1273	298	56,660,017	84,382.06	31,514,164	22,690,699
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.0590	8,813.81	2.134	975	1273	298	18,337,064	27,308.84	10,199,031	4,651,734.4
NO <sub>2</sub>	0.0032	482.38	1.167	975	1273	298	548,676	817.13	305,172	583,055.4
O <sub>2</sub>	0.0044	652.25	1.038	975	1273	298	659,880	982.74	367,024	80,920.4
N <sub>2</sub>	0.5896	88,027.24	1.113	975	1273	298	95,520,044	142,255.12	53,128,017	2,169,242.6
SO <sub>2</sub>	0.0004	60.75	0.865	975	1273	298	51,216	76.27	28,486	297,485.2
Total	1.00	149,288.53					171,776,896		95,541,894	30,473,137

B. Stream Outlet

Stream 16 ke ID Fan

Komponen	< 16 > ke ID Fan		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub>	0.4768	249,196.03	1.1339	365	663	298	103,132,245	225,953.28	35,798,166	110,325,879
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.0490	25,609.76	2.1338	365	663	298	19,946,184	43,700.26	6,923,507	13,516,265
NO <sub>2</sub>	0.0026	1,339.96	1.1666	365	663	298	570,560.3	1,250.05	198,047	1,619,598
O <sub>2</sub>	0.0035	1,811.82	1.0376	365	663	298	686,199.8	1,503.40	238,186	224,778.82
N <sub>2</sub>	0.4678	244,520.10	1.1129	365	663	298	99,329,960	217,622.83	34,478,358	6,025,673.9
SO <sub>2</sub>	0.0003	168.75	0.8647	365	663	298	53,258.8	116.69	18,487	826,347.66
Total	1.00	522,646.42					223,718,408	490,146.50	77,654,751	132,538,542

Stream 18 Produk Keluar *Suspension Preheater*

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CaCO <sub>3</sub>	0.1119	41,346.09	1.3461	840	1138	298	46,751,105	74,575.48	24,527,613	6,739,413
CaO	0.5639	208,384.29	1.1282	840	1138	298	197,484,074	315,018.63	103,608,522	473,702,150
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0355	13,132.75	1.08694	840	1138	298	11,990,602	19,126.93	6,290,779	1,354,315
SiO <sub>2</sub>	0.2067	76,393.63	1.17517	840	1138	298	75,411,262	120,293.00	39,563,947	10,440,463
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0561	20,744.69	1.28201	840	1138	298	22,339,646	35,635.30	11,720,326	40,769,410
MgO	0.0118	4,362.19	1.24205	840	1138	298	4,551,167	7,259.84	2,387,735	6,397,160
K <sub>2</sub> O	0.0039	1,448.88	1.23892	840	1138	298	1,507,838	2,405.24	791,076	10,882,429
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.23892	840	1138	298	45,780	73.03	24,018	210,158.54
SO <sub>3</sub>	0.0023	853.85	0.9593	840	1138	298	688,040	1,097.53	360,975	2,658,660.9
impuritis	0.0064	2,381.18	1	840	1138	298	2,000,195	3,190.63	1,049,387	2,381,184.1
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.0013	472.07	4.54782	840	1138	298	1,803,388	2,876.69	946,134	23,603.5
Total	1	369,563.61					364,573,097	581,552.30	191,270,511	555,558,946

## 2. Rotary Kiln

### A. Steam Inlet

Stream 18 Produk Keluar *Suspension Preheater* ( masuk ke kiln)

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CaCO <sub>3</sub>	0.1119	41,346.09	1.3461	840	1138	298	46,751,105	74,575.48	24,527,613	6,739,413
CaO	0.5639	208,384.29	1.1282	840	1138	298	197,484,074	315,018.63	103,608,522	473,702,150
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0355	13,132.75	1.08694	840	1138	298	11,990,602	19,126.93	6,290,779	1,354,315
SiO <sub>2</sub>	0.2067	76,393.63	1.17517	840	1138	298	75,411,262	120,293.00	39,563,947	10,440,463
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0561	20,744.69	1.28201	840	1138	298	22,339,646	35,635.30	11,720,326	40,769,410
MgO	0.0118	4,362.19	1.24205	840	1138	298	4,551,167	7,259.84	2,387,735	6,397,160
K <sub>2</sub> O	0.0039	1,448.88	1.23892	840	1138	298	1,507,838	2,405.24	791,076	10,882,429
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.54876	840	1138	298	57,229	91.29	30,025	210,159
SO <sub>3</sub>	0.0023	853.85	0.9593	840	1138	298	688,040	1,097.53	360,975	2,658,661
impuritis	0.0064	2,381.18	1	840	1138	298	2,000,195	3,190.63	1,049,387	2,381,184
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.0013	472.07	4.54782	840	1138	298	1,803,388	2,876.69	946,134	23,603
Total	1	369,563.61					364,584,546	581,570.57	191,276,517	555,558,946

Stream 51 Batubara

Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C	0.5343	9,016.31	0.8365	30	328	298	226,272.61	723.47	10,678.59	307,959,667
H	0.0415	700.31	14.397	30	328	298	302,463.74	967.08	14,274.31	232,013,531
N	0.0087	146.81	1.0255	30	328	298	4,516.67	14.44	213.16	7,550
O	0.2324	3,921.75	0.9184	30	328	298	108,050.52	345.47	5,099.28	57,282,061
S	0.0018	30.38	0.7450	30	328	298	678.91	2.17	32.04	578,643.75
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.1488	2,511.00	4.2019	30	328	298	316,526.74	1,012.04	14,937.99	125,550.00
Ash	0.0325	548.44	1.000	30	328	298	16,453.13	52.61	776.48	548,437.50
Total	1	16,875.00					974,962.33	3,117.28	46,011.84	598,515,441
Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	983.01	0.9184	30	328	298	27,083.50	86.60	1,278.16	121,954.64
N <sub>2</sub>	0.767	3,235.74	1.0255	30	328	298	99,547.28	318.29	4,697.98	79,737.89
Total	1	4,218.75					126,630.78	404.88	5,976.14	201,692.53

Stream 20 Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	23,483.88	1.0502	1075	1,373	298	26,512,051	37,675.72	15,284,687	2,913,469.5
N <sub>2</sub>	0.767	77,301.12	1.1221	1075	1,373	298	93,249,009	132,514.21	53,759,775	1,904,920.5
Total	1	100,785.01					119,761,060	170,189.93	69,044,462	4,818,390

Stream 22 Udara Primer

Komponen	< 22 > Udara Primer		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	2,275.56	0.9159	5	303	298	10,420.65	34.68	86.46	282,311.26
N <sub>2</sub>	0.767	7,490.37	1.0237	5	303	298	38,337.84	127.58	318.07	184,584.22
Total	1	9,765.93					48,758.49	162.26	404.53	466,895.48

B. Stream Output

Stream 17 Keluar ke Kalsiner

Komponen	< 17 > ke Kalsiner		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub>	0.3433	51,252.09	1.1339	975	1273	298	56,660,017	84,382.06	31,514,164	22,690,699
H <sub>2</sub> O(g)	0.0590	8,813.81	2.1338	975	1273	298	18,337,064	27,308.84	10,199,031	4,651,734
NO <sub>2</sub>	0.0032	482.38	1.167	975	1273	298	548,676	817.13	305,172	583,055.36
SO <sub>2</sub>	0.0004	60.75	1.0376	975	1273	298	61,460	91.53	34,184	297,485.16
O <sub>2</sub>	0.0044	652.25	1.1129	975	1273	298	707,774	1,054.07	393,662	80,920.37
N <sub>2</sub>	0.5896	88,027.24	0.8647	975	1273	298	74,212,386	110,522.27	41,276,750	2,169,242.6
Total	1	149,288.53					150,527,377	224,175.89	83,722,963	30,473,137

Stream 19 Produk Keluar Klinker

Komponen	< 19 > menuju ke Cooler		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.0931	32,750.89	1.640	1225	1523	298	65,804,309	87,632.21	39,689,911	46,409,228
C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,890.72	3.479	1225	1523	298	169,993,436	226,381.84	102,531,649	17,417,307
C <sub>2</sub> S	0.1844	64,893.89	1.192	1225	1523	298	94,774,288	126,211.80	57,163,172	49,009,977
C <sub>3</sub> S	0.5805	204,273.66	1.149	1225	1523	298	287,419,522	382,759.24	173,357,267	36,464,641
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.99	1.627	1225	1523	298	87,681	116.77	52,885	210,159
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,448.88	1.433	1225	1523	298	2,543,490	3,387.19	1,534,108	10,882,429
SO <sub>3</sub>	0.0024	853.85	0.997	1225	1523	298	1,043,262	1,389.32	629,244	2,658,661
MgO	0.0124	4,362.19	1.307	1225	1523	298	6,986,593	9,304.11	4,213,968	6,397,160
impuritis	0.0097	3,401.69	1.00	1225	1523	298	4,167,072	5,549.33	2,513,372	3,401,692
Total	1	351,919.77					632,819,654	842,731.81	381,685,576	172,851,253

#### 4. Cooler

##### A. Stream Input

##### Stream 19 Produk dari Kiln

Komponen	< 19 > masuk ke Cooler		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.093	32,750.89	1.6402	1225	1523	298	65,804,309	87,632.21	39,689,911	46,409,228
C <sub>4</sub> AF	0.113	39,890.72	3.4788	1225	1523	298	169,993,436	226,381.84	102,531,649	17,417,307
C <sub>2</sub> S	0.184	64,893.89	1.1922	1225	1523	298	94,774,288	126,211.80	57,163,172	49,009,977
C <sub>3</sub> S	0.580	204,273.66	1.149	1225	1523	298	287,419,522	382,759.24	173,357,267	36,464,641
Na <sub>2</sub> O	0.000	43.99	1.6271	1225	1523	298	87,681	116.77	52,885	210,159
K <sub>2</sub> O	0.004	1,448.88	1.4330	1225	1523	298	2,543,490	3,387.19	1,534,108	10,882,429
SO <sub>3</sub>	0.002	853.85	0.9974	1225	1523	298	1,043,262	1,389.32	629,244	2,658,661
MgO	0.012	4,362.19	1.3074	1225	1523	298	6,986,593	9,304.11	4,213,968	6,397,160
impuritis	0.010	3,401.69	1.0000	1225	1523	298	4,167,072	5,549.33	2,513,372	3,401,692
Total	1.00	351,919.77					632,819,654	842,731.81	381,685,576	172,851,253

##### Stream 28 Udara Masuk

Komponen	< 28 > Udara masuk		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	148,421.31	0.9159	5	303	298	679,678.01	2,261.88	5,639.01	18,413,519
N <sub>2</sub>	0.767	488,553.47	1.0237	5	303	298	2,500,554.2	8,321.50	20,746.07	12,039,353
Total	1	636,974.78					3,180,232.2	10,583.38	26,385.07	30,452,872



B. Stream Output

Stream 21 Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara Tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.233	45,794.56	1.0376	775	1073	298	36,826,335	60,876.08	18,685,262	5,681,388.0
N <sub>2</sub>	0.767	150,740.44	1.1129	775	1073	298	130,018,246	214,927.75	65,969,776	3,714,675.0
Total	1	196,535.00					166,844,581	275,803.84	84,655,038	9,396,063

Stream 20 Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.23301	23,483.88	1.0502	1075	1373	298	26,512,051	37,675.72	15,284,687	2,913,469.5
N <sub>2</sub>	0.76699	77,301.12	1.1221	1075	1373	298	93,249,009	132,514.21	53,759,775	1,904,920.5
Total	1	100,785.01					119,761,060	170,189.93	69,044,462	4,818,390

Stream 23 Debu Menuju ke EP

Komponen	< 23 > menuju ke EP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.09306	327.51	0.777	175	473	298	44,540.61	117.59	9,499.48	464,092.28
C <sub>4</sub> AF	0.11335	398.91	3.314	175	473	298	231,380.56	610.85	49,348.10	174,173.07
C <sub>2</sub> S	0.1844	648.94	0.905	175	473	298	102,826.14	271.46	21,930.43	490,099.77
C <sub>3</sub> S	0.58046	2,042.74	0.897	175	473	298	320,491.07	846.10	68,353.30	364,646.41
Na <sub>2</sub> O	0.00013	0.44	1.273	175	473	298	98.04	0.26	20.91	2,101.59
K <sub>2</sub> O	0.00412	14.49	0.990	175	473	298	2,510.64	6.63	535.46	108,824.29
SO <sub>3</sub>	0.00243	8.54	0.759	175	473	298	1,134.00	2.99	241.86	26,586.61
MgO	0.0124	43.62	1.078	175	473	298	8,231.53	21.73	1,755.59	63,971.60
impuritis	0.00967	34.02	1.00	175	473	298	5,952.96	15.72	1,269.63	34,016.92
Sub total	1	3,519.20					717,165.56	1,893.32	152,954.75	1,728,512.5
Komponen	< 23 > menuju ke EP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.23301	79,142.86	0.9347	175	473	298	12,945,659	34,176.68	2,761,008.2	9,818,661
N <sub>2</sub>	0.76699	260,511.92	1.0375	175	473	298	47,297,531	124,865.99	10,087,464	6,419,758
Sub total	1	339,654.78					60,243,189	159,042.67	12,848,472	16,238,419
Total		343,173.97					60,960,355	160,936.0	13,001,427	17,966,932

Stream 29 Produk Keluar Cooler

Komponen	< 29 > ke roller crusher		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref (K)	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.0931	32,423.38	0.7076	96	394	298	2,202,448	6,406.77	293,230.45	45,945,136
C <sub>4</sub> AF	0.1134	39,491.81	3.3094	96	394	298	12,546,803	36,497.79	1,670,461.5	17,243,134
C <sub>2</sub> S	0.1844	64,244.95	0.8974	96	394	298	5,534,754	16,100.22	736,888.38	48,519,877
C <sub>3</sub> S	0.5805	202,230.93	0.8784	96	394	298	17,053,815	49,608.38	2,270,517.9	36,099,995
Na <sub>2</sub> O	0.0001	43.55	1.2459	96	394	298	5,209	15.15	693.48	208,057
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,434.39	0.9816	96	394	298	135,174	393.21	17,996.85	10,773,604
SO <sub>3</sub>	0.0024	845.31	0.7383	96	394	298	59,909	174.27	7,976.25	2,632,074
MgO	0.0124	4,318.57	1.0591	96	394	298	439,074	1,277.24	58,457.67	6,333,189
impuritis	0.0097	3,367.67	1.0000	96	394	298	323,297	940.45	43,043.22	3,367,675
Total	1	348,400.57					38,300,484	111,413.48	5,099,265.8	171,122,740

Komponen	BM
CaCO <sub>3</sub>	100
CaO	56
CO <sub>2</sub>	44
C <sub>2</sub> S	172
C <sub>3</sub> S	228
C <sub>3</sub> A	270
C <sub>4</sub> AF	486
SiO <sub>2</sub>	60
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	102
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	160
MgO	40.3
K <sub>2</sub> O	55
Na <sub>2</sub> O	62
SO <sub>3</sub>	80
impuritis	1
H <sub>2</sub> O (l)	18
H <sub>2</sub> O (g)	18
C	12
H	1
N	14
O	16
S	32
NO <sub>2</sub>	46
SO <sub>2</sub>	64

Komponen	Standard Chemical Exergy (kJ/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	16300
CaO	127300
CO <sub>2</sub>	19480
C <sub>2</sub> S	129900
C <sub>3</sub> S	40700
C <sub>3</sub> A	382600
C <sub>4</sub> AF	212200
SiO <sub>2</sub>	8200
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	200460
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	16500
MgO	59100
K <sub>2</sub> O	413100
Na <sub>2</sub> O	296200
SO <sub>3</sub>	249100
impuritis	1000
H <sub>2</sub> O (l)	900
H <sub>2</sub> O (g)	9500
C	409870
H	331300
N	720
O	233700
S	609600
NO <sub>2</sub>	55600



O <sub>2</sub>	32
N <sub>2</sub>	28

SO <sub>2</sub>	313400
O <sub>2</sub>	3970
N <sub>2</sub>	690

### 1. Eksergi pada Suspension Preheater

$$\sum Ex_{in} - \sum Ex_{out} = \sum Ex_{dest} \quad \Psi = (h - h_o) - T_o(s - s_o)$$

$$\sum Ex_{in} = 1,490,561,757.96 \quad \text{Efisiensi Eksergi} = 64\%$$

$$\sum Ex_{out} = 957,022,750$$

$$\sum Ex_{dest} = 533,539,008.11 \quad \begin{aligned} \text{Eksergi Rusak} &= 0.357945 \\ &= 35.79 \% \end{aligned}$$

### 2. Eksergi pada Rotary Kiln

$$\sum Ex_{in} = 1,419,934,737.04 \quad \text{Efisiensi Eksergi} = 0.471$$

$$\sum Ex_{out} = 668,732,929 \quad = 47.10 \%$$

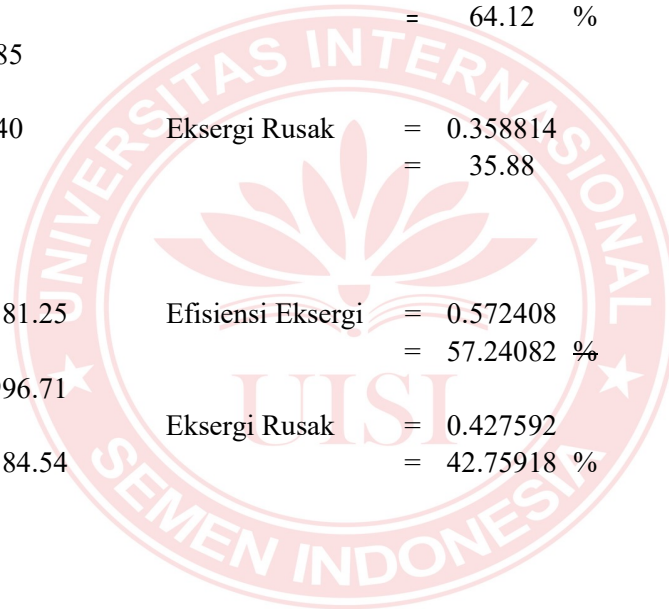
$$\sum Ex_{dest} = 751,201,808.03 \quad \begin{aligned} \text{Eksergi Rusak} &= 0.52904 \\ &= 52.90 \% \end{aligned}$$

### 3. Eksergi pada Cooler

$$\begin{aligned}\sum [Ex_{in}] &= 585,016,086.25 & \text{Efisiensi Eksergi} &= 0.641186 \\ & & &= 64.12 \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 375,104,317.85 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 209,911,768.40 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.358814 \\ & & &= 35.88\end{aligned}$$

### B. Eksergi pada sistem

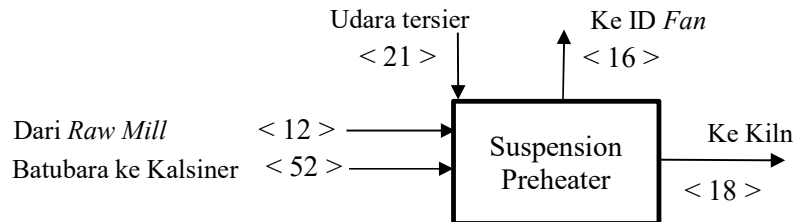
$$\begin{aligned}\sum [Ex_{in}] &= 3,495,512,581.25 & \text{Efisiensi Eksergi} &= 0.572408 \\ & & &= 57.24082 \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 2,000,859,996.71 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 1,494,652,584.54 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.427592 \\ & & &= 42.75918 \%\end{aligned}$$



**LAMPIRAN D**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA RKC-4**

1. Suspension Preheater

Fungsi : Untuk proses pemanasan awal dan proses pre-kalsinasi



Keterangan :

Udara tersier : Sisa udara panas dari Cooler yang digunakan kembali pada proses pembakaran di kalsiner.

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Jumlah Kiln Feed = 560 ton/jam = 560,000 kg/jam

**Tabel A.1** Komposisi Umpan Masuk Suspension Preheater

No	Komponen	% Berat
1	SiO <sub>2</sub>	13.10
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3.69
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.45
4	CaO	43.00
5	MgO	1.19
6	H <sub>2</sub> O	0.39
7	SO <sub>3</sub>	0.08
8	Na	0.12
9	K	0.32
10	Cl	0.00
Total		64.34

BM CaCO<sub>3</sub> = 100

BM MgCO<sub>3</sub> = 84

BM CaO = 56

BM MgO = 40

BM CO<sub>2</sub> = 44

%CaCO<sub>3</sub> = 76.79

%MgCO<sub>3</sub> = 2.499

**Tabel A.2** Massa Umpan Masuk Suspension Preheater

No	Komponen	Input	
		xmass	mass (kg/jam)
1	SiO <sub>2</sub>	13.1	73,360
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3.69	20,664
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.45	13,720
4	CaCO <sub>3</sub>	76.79	430,024
5	MgCO <sub>3</sub>	2.5	14,000
6	H <sub>2</sub> O	0.39	2,184
7	SO <sub>3</sub>	0.08	448
8	Na	0.12	672
9	K	0.32	1,792
10	Cl	0	-
11	impuritis	0.56	3,136
Jumlah		100	560,000

Umpan kering  
 H<sub>2</sub>O yg dilepas = 2,184 kg/jam

umpan kering tanpa H<sub>2</sub>O = 557,816 kg/jam

debu keluar diasumsikan 10% dari umpan kering

debu keluar = 55,781.6 kg/jam

umpan masuk Calsiner = 502,034 kg/jam

**Tabel A.4** Massa Komponen Masuk Calsiner

komponen	% berat	Massrate (kg/jam)
SiO <sub>2</sub>	13.151	66,024.00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3.704	18,597.60
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.460	12,348.00
CaCO <sub>3</sub>	77.091	387,021.60
MgCO <sub>3</sub>	2.510	12,600.00
SO <sub>3</sub>	0.080	403.20
Na	0.120	604.80
K	0.321	1,612.80
Cl	0.000	-
impuritis	0.562	2,822.40
Total	100	502,034

Derajat kalsinasi 93.44% (data dari lab)

reaksi 1

komponen yang mengalami kalsinasi, yaitu CaCO<sub>3</sub> dan MgCO<sub>3</sub>

CaCO<sub>3</sub> terkalsinasi = 361,633 kg/jam



CaO terbentuk = 202,514 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> terbentuk = 159,119 kg/jam  
 CaCO<sub>3</sub> sisa = 25,389 kg/jam

reaksi 2  
 MgCO<sub>3</sub> terkalsinasi = 11,773.4 kg/jam  
 MgO = 5,606.40 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> = 6,167.04 kg/jam  
 MgCO<sub>3</sub> sisa = 826.56 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> hasil Kalsinasi = 165,286 kg/jam

Perhitungan Kebutuhan Batu Bara di Suspension Preheater

jumlah batu bara masuk = 16.09 ton/jam = 16,090 kg/jam

**Tabel A.3** Komposisi Batubara

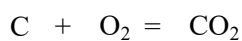
komponen	% berat	Massrate (kg/jam)
C	47.62	7,662.06
H <sub>2</sub>	5.93	954.14
N <sub>2</sub>	0.86	138.37
O <sub>2</sub>	25.96	4,176.96
S	0.13	20.92
H <sub>2</sub> O	14.8	2,381.32
Ash	4.70	756.23
Total	100	16,090

Asumsi : Reaksi pembakaran berlangsung sempurna, dimana derajat kesempurna: reaksinya adalah 100 %

Komponen yang bereaksi adalah C, S dan H<sub>2</sub>

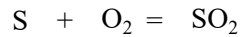
BM C = 12  
 BM H<sub>2</sub>O = 18  
 BM H<sub>2</sub> = 2  
 BM SO<sub>2</sub> = 64  
 BM S = 32  
 BM O<sub>2</sub> = 32  
 BM CO<sub>2</sub> = 44

Reaksi 1



CO<sub>2</sub> terbentuk = 28.09 ton = 28,094 kg/jam  
 O<sub>2</sub> yang diperlukan = 20.43 ton = 20,432 kg/jam

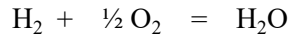
Reaksi 2



$$SO_2 \text{ yang terbentuk} = 0.04183 \text{ ton} = 41.834 \text{ kg/jam}$$

$$O_2 \text{ yang diperlukan} = 0.02092 \text{ ton} = 20.917 \text{ kg/jam}$$

Reaksi 3



$$H_2O \text{ yang terbentuk} = 8.5872 \text{ ton} = 8,587.23 \text{ kg/jam}$$

$$O_2 \text{ yang diperlukan} = 7.6331 \text{ ton} = 7,633.10 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total } O_2 \text{ yang diperlukan untuk bereaksi} = 28,086.2 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan } O_2 \text{ teoritis} = \text{total } O_2 \text{ yg di perlukan} - O_2 \text{ dalam batu bara}$$

$$= 28,086.2 - 4,176.96$$

$$= 23,909.2 \text{ kg/jam}$$

Udara pembakaran yang digunakan 3.09% excess

$$\text{Kebutuhan } O_2 \text{ sesungguhnya} = 103.09\% \times \text{kebutuhan } O_2 \text{ teoritis}$$

$$= 103.09\% \times 23,909.2$$

$$= 24,648.0 \text{ kg/jam}$$

$$= 24.648 \text{ ton}$$

$$\text{kebutuhan udara sesungguhnya} = \frac{100}{21} \times \text{kebutuhan } O_2 \text{ sesungguhnya}$$

$$(\text{udara tersier}) = \frac{100}{21} \times 24,648.0$$

$$= 117,371 \text{ kg/jam}$$

$$N_2 \text{ dari udara} = \frac{79}{21} \times \text{kebutuhan } O_2 \text{ sesungguhnya}$$

$$= \frac{79}{21} \times 24,648.0$$

$$= 92,723.4 \text{ kg/jam}$$

$$O_2 \text{ sisa pembakaran} = \text{kebutuhan } O_2 \text{ sesungguhnya} - \text{kebutuhan } O_2 \text{ teoritis}$$

$$= 24,648.0 - 23,909.2$$

$$= 738.8 \text{ kg/jam}$$

**Tabel A.4** Komposisi gas hasil pembakaran (GHP)

komponen	Massa (kg/jam)
CO <sub>2</sub>	28,094.21
N <sub>2</sub>	92,723.42
H <sub>2</sub> O	8,587.23
SO <sub>2</sub>	41.83
Total	129,447

**Tabel A.5** Komposisi Produk Keluar Suspension Preheater

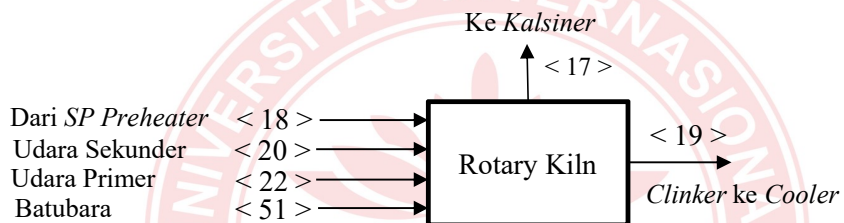
No	Komponen	Input	
		xmass	mass (kg/jam)
1	SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,597.6
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348
4	CaCO <sub>3</sub> sisa	0.0752	25,388.62
5	MgCO <sub>3</sub> sisa	0.0024	826.56
6	CaO	0.6000	202,514.47
7	MgO	0.0166	5,606.4
8	SO <sub>3</sub>	0.0012	403.2
9	Na <sub>2</sub> O	0.0018	604.8
10	K <sub>2</sub> O	0.0048	1,612.8
11	Cl	0.0000	-
12	impuritis	0.0084	2,822.4
13	abu (ash)	0.0022	756.23
Jumlah		1.00	337,505.08

**Tabel A.6** Perhitungan Neraca Massa Suspension Preheater

Input			Output		
Komponen	<1> dari raw mill		Komponen	<10> Produk keluar SP	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
SiO <sub>2</sub>	0.131	73,360	SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0369	20,664	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,598
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0245	13,720	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348
CaCO <sub>3</sub>	0.7679	430,024	CaCO <sub>3</sub>	0.0752	25,389
MgCO <sub>3</sub>	0.025	14,000	MgCO <sub>3</sub>	0.0024	827
H <sub>2</sub> O	0.0039	2,184	CaO	0.6000	202,514
SO <sub>3</sub>	0.0008	448	MgO	0.0166	5,606
Na	0.0012	672	SO <sub>3</sub>	0.0012	403
K	0.0032	1,792	Na <sub>2</sub> O	0.0018	605
Cl	0	-	K <sub>2</sub> O	0.0048	1,613
impuritis	0.0056	3,136	Cl	0.0000	-
Total	1	560,000	impuritis	0.0084	2,822
komponen	<2> batubara kalsiner		ash	0.0022	756
	% berat	mass (kg/jam)	Total	1.00	337,505.08
C	0.4762	7,662.06	<3> GHP		
H <sub>2</sub>	0.0593	954.14	Komponen	xmass	massa (kg/jam)
N <sub>2</sub>	0.0086	138.37		CO <sub>2</sub>	0.217

O <sub>2</sub>	0.2596	4,176.96	N <sub>2</sub>	0.716	92,723.42
S	0.0013	20.92	H <sub>2</sub> O	0.066	8,587.23
H <sub>2</sub> O	0.148	2,381.32	SO <sub>2</sub>	3E-04	41.83
Ash	0.047	756.23	Total	1	129,446.70
Total	1	16,090.00	<4> CO <sub>2</sub> kalsinasi		165,286
Komponen	<25> Udara Tersier		<5> O <sub>2</sub> sisa GHP		738.8
	xmass	massa (kg/jam)	<6> Uap H <sub>2</sub> O		2,184
O <sub>2</sub>	0.79	92,723.42	<7> N <sub>2</sub> batubara		138.37
N <sub>2</sub>	0.21	24,648.00	<8> H <sub>2</sub> O batubara		2,381.32
Total	1	117,371.42	<9> Debu keluar		55,781.6
Total		693,461.42			693,461.42

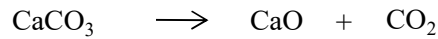
## 2. Rotary Kiln



**Tabel A.7** Komposisi Produk Masuk Rotary Kiln

No	Komponen	Input	
		xmass	mass (kg/jam)
1	SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,598
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348
4	CaCO <sub>3</sub> sisa	0.0752	25,389
5	MgCO <sub>3</sub> sisa	0.0024	827
6	CaO	0.6000	202,514
7	MgO	0.0166	5,606
8	SO <sub>3</sub>	0.0012	403
9	Na <sub>2</sub> O	0.0018	605
10	K <sub>2</sub> O	0.0048	1,613
11	Cl	0.0000	-
12	impuritis	0.0084	2,822
13	abu (ash)	0.0022	756
Jumlah		1.00	337,505.08

reaksi 1 kalsinasi



$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ bereaksi} &= 25,389 \text{ kg/jam} \\ \text{CaO terbetuk} &= \frac{\text{BM CaO}}{\text{BM CaCO}_3} \times \text{berat CaCO}_3 \\ &= \frac{56}{100} \times 25,389 \\ &= 14,217.63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{\text{BM CO}_2}{\text{BM CaCO}_3} \times \text{berat CaCO}_3 \\ &= \frac{44}{100} \times 25,389 \\ &= 11,170.99 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

reaksi 2 kalsinasi



$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 \text{ bereaksi} &= 827 \text{ kg/jam} \\ \text{MgO terbetuk} &= \frac{\text{BM MgO}}{\text{BM MgCO}_3} \times \text{berat MgCO}_3 \\ &= \frac{40}{84} \times 827 \\ &= 393.60 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{\text{BM CO}_2}{\text{BM MgCO}_3} \times \text{berat CaCO}_3 \\ &= \frac{44}{84} \times 827 \\ &= 432.96 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{CO}_2 \text{ total hasil kalsinasi} = 11,604 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total CaO} &= \text{CaO hasil kalsinasi di SP} + \text{CaO hasil kalsinasi di Kiln} \\ &= 202,514 + 14,217.6 \\ &= 216,732 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total MgO} &= \text{MgO hasil kalsinasi di SP} + \text{MgO hasil kalsinasi di Kiln} \\ &= 5,606.40 + 393.60 \\ &= 6,000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan batubara masuk rotary kiln

batu bara yang masuk Kiln = 23.5 ton = 23,500 kg/jam

**Tabel A.8** Komposisi Batubara

komponen	% berat	Massrate (kg/jam)
C	47.62	11,190.7
H <sub>2</sub>	5.93	1,393.6
N <sub>2</sub>	0.86	202.1
O <sub>2</sub>	25.96	6,100.6
S	0.13	30.6
H <sub>2</sub> O	14.8	3,478
Ash	4.7	1,105
Total	100	23,500

Massa batubara kering = 20,022 kg/jam

Asumsi pembakaran berlangsung sempurna sehingga derajat reaksinya 100%

Komponen yang bereaksi adalah C,S dan H<sub>2</sub>

Reaksi 1



Jumlah C yang bereaksi = 11,190.7 kg/jam

CO<sub>2</sub> terbentuk =  $\frac{BM CO_2}{BM C} \times \text{berat C}$

$$= \frac{44}{12} \times 11,190.7$$

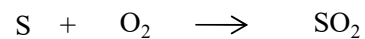
$$= 41,032.6 \text{ kg/jam}$$

O<sub>2</sub> yang diperlukan =  $\frac{BM O_2}{BM C} \times \text{berat C}$

$$= \frac{32}{12} \times 11,190.7$$

$$= 29,841.9 \text{ kg/jam}$$

Reaksi 2



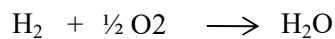
Jumlah S yang bereaksi = 30.6 kg/jam

SO<sub>2</sub> terbentuk =  $\frac{BM SO_2}{BM S} \times \text{berat S}$

$$= \frac{64}{32} \times 30.6$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ yang diperlukan} &= 61.1 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{\text{BM O}_2}{\text{BM S}} \times \text{berat S} \\
 &= \frac{32}{32} \times 30.6 \\
 &= 30.6 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3



$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah H yang bereaksi} &= 1,393.6 \\
 \text{H}_2\text{O terbentuk} &= \frac{\text{BM H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2} \times \text{berat H}_2 \\
 &= \frac{18}{2} \times 1,393.6 \\
 &= 12,542.0 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ yang diperlukan} &= \frac{\text{BM O}_2}{\text{BM H}_2} \times \text{berat H}_2 \times 0.5 \\
 &= \frac{32}{2} \times 1,393.6 \times 0.5 \\
 &= 11,148.4 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total O}_2 \text{ yang dibutuhkan dalam reaksi} &= 41,021 \text{ kg/jam} \\
 \text{berat O}_2 \text{ yang terkandung dlm batu bara} &= 6,100.6 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Karena O<sub>2</sub> dalam batu bara belum bisa memenuhi kebutuhan O<sub>2</sub> reaksi, maka diperlukan O<sub>2</sub> tambahan (kebutuhan O<sub>2</sub> teoritis).

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ teoritis} &= \text{Kebutuhan O}_2 \text{ reaksi} - \text{total O}_2 \text{ dalam batu bara} \\
 &= 41,021 - 6,100.6 \\
 &= 34,920
 \end{aligned}$$

Dengan excess udara = 6% (data evaluasi proses)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan O}_2 \text{ sesungguhnya} &= 106\% \times \text{Kebutuhan O}_2 \text{ teoritis} \\
 &= 37,015 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{udara yang dibutuhkan} = \frac{100}{21} \times 37,015$$

$$= 176,264 \text{ kg/jam}$$

$$\text{N}_2 \text{ dlm udara} = \frac{79}{21} \times 37,015$$

$$= 139,249 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa pembakaran} &= \text{kebutuhan O}_2 \text{ sesungguhnya} - \text{kebutuhan O}_2 \text{ teoritis} \\ &= 37,015 - 34,920 \\ &= 2,095 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

kapasitas udara primer di kiln sebesar  $18167 \text{ m}^3$  (dari spesifik motor penggerak)

$$\begin{aligned} \text{densitas udara primer} &= 1.15 \text{ kg/m}^3 \\ \text{massa udara primer} &= 20,928 \text{ kg/jam} \\ \text{massa udara sekunder} &= 155,336 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Tabel A.9** Komposisi gas hasil pembakaran (GHP) di kiln

komponen	Massa (kg/jam)
CO <sub>2</sub>	41,032.57
N <sub>2</sub>	139,248.52
H <sub>2</sub> O	12,541.95
SO <sub>2</sub>	61.10
Total	192,884

$$\begin{aligned} \text{Total ash (abu)} &= \text{abu dari batu bara} + \text{abu dari umpan Kiln} \\ &= 1,860.73 \text{ kg/jam} \\ \text{impuritis di kil} &= 2,822 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Tabel A.10** Komposisi Produk Keluar Rotary Kiln

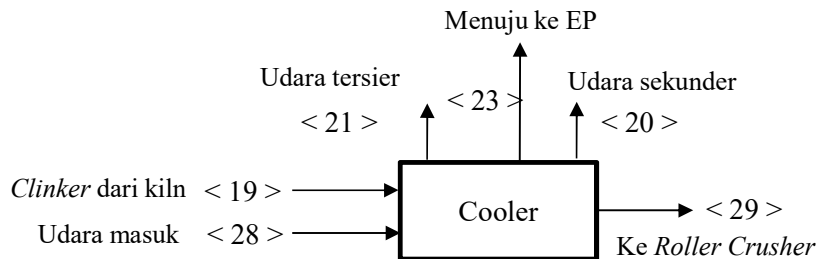
No	Komponen	xmass	mass (kg/jam)
1	SiO <sub>2</sub>	0.2035	66,024
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0573	18,598
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0381	12,348
4	CaO	0.6681	216,732
5	MgO	0.0185	6,000
6	impuritis	0.0087	2,822
7	Ash	0.0057	1,861
	Total	1	324,385



**Tabel A.11** Perhitungan Neraca Massa Rotary Kiln

Input			Output		
Komponen	<10> dari SP		Komponen	<19> produk keluar Kiln	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
SiO <sub>2</sub>	0.195624	66,024	SiO <sub>2</sub>	0.2035	66,024
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.055103	18,598	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0573	18,598
SiO <sub>2</sub>	0.036586	12,348	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0381	12,348
CaCO <sub>3</sub> sisa	0.075224	25,389	CaO	0.6681	216,732
MgCO <sub>3</sub> sisa	0.002449	827	MgO	0.0185	6,000
CaO	0.600034	202,514	Impuritis	0.0087	2,822
MgO	0.016611	5,606	Ash	0.0057	1,861
SO <sub>3</sub>	0.001195	403	Total	1	324,385
Na <sub>2</sub> O	0.001792	605	<13> GHP di Kiln		
K <sub>2</sub> O	0.004779	1,613	Komponen	xmass	Mass(kg/jam)
Cl	0	-	CO <sub>2</sub>	0.213	41,032.57
impuritis	0.008363	2,822	N <sub>2</sub>	0.722	139,248.52
abu (ash)	0.002241	756	H <sub>2</sub> O	0.065	12,541.95
Total	1	337,505	SO <sub>2</sub>	0.0003	61.10
Komponen	<11> umpan batubara		Total	1	192,884.14
	xmass	Mass(kg/jam)	<14> CO <sub>2</sub> kalsinasi		11,604
C	0.4762	11,191	<15> O <sub>2</sub> sisa GHP		2,095.2
H <sub>2</sub>	0.0593	1,394	<16> N <sub>2</sub> di batubara		202.1
N <sub>2</sub>	0.0086	202	<17> H <sub>2</sub> O di batubara		3,478
O <sub>2</sub>	0.2596	6,101	<18> dust terbawa udar		2,620.8
S	0.0013	31			
H <sub>2</sub> O	0.148	3,478			
Ash	0.047	1,105			
Total	1	23,500			
Komponen	<12> udara primer				
	xmass	Mass(kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.21	4,394.96			
N <sub>2</sub>	0.79	16,533.42			
Total	1	20,928			
Komponen	<20> udara sekunder				
	xmass	Mass(kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.21	32,620.47			
N <sub>2</sub>	0.79	122,715.10			
Total	1	155,336			
Total		537,269			537,269

### 3. Cooler



**Tabel A.12** Komposisi Produk Masuk Cooler

No	Komponen	xmass	mass (kg/jam)
1	SiO <sub>2</sub>	0.2035	66,024
2	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0573	18,598
3	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0381	12,348
4	CaO	0.6681	216,732
5	MgO	0.0185	6,000
6	impuritis	0.0087	2,822
7	Ash	0.0057	1,861
Total		1	324,385

flowrate udara = 2.14 kgudara/kgklinker  
 kapasitas blower pada fan = 694,184 kg/jam  
 (udara pendingin)  
 debu ditarik fan ke EP = 2% klinker panas (data dari Evaluasi Proses)  
 = 6,487.70 kg/jam  
 efisiensi EP = 99.85% sumber: Humboltd Wedag  
 kilnker yg tersikulasi = 6,477.96 kg/jam  
 debu keluar EP = 9.73 kg/jam  
 massa produk cooler = 324,375 kg/jam  
  
 udara sekunder = 155,336 kg/jam  
 udara tersier ke SP = 117,371 kg/jam  
 Sisa udara akan di manfaatkan di Raw Mill dan Finish M = 421,477 kg/jam

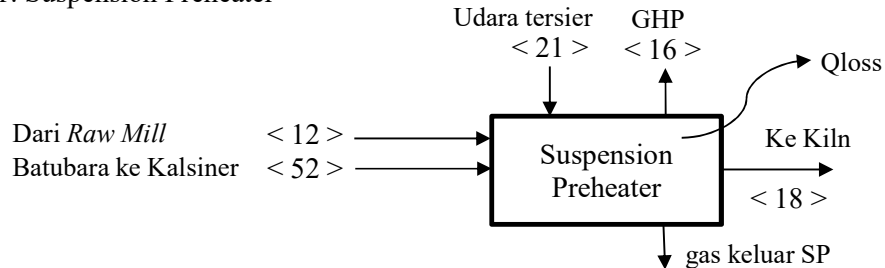
**Tabel A.13** Perhitungan Neraca Massa Cooler

Input			Output		
Komponen	<19> produk ke cooler		Komponen	<24> produk keluar cooler	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
SiO <sub>2</sub>	0.2035	66,024	SiO <sub>2</sub>	0.2035	66,022
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0573	18,598	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0573	18,597
SiO <sub>2</sub>	0.0381	12,348	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0381	12,348

CaO	0.6681	216,732	CaO	0.6681	216,726
MgO	0.0185	6,000	MgO	0.0185	6,000
impuritis	0.0087	2,822	impuritis	0.0087	2,822
Ash	0.0057	1,861	Ash	0.0057	1,861
Total	1	324,385	Total	1	324,375
Komponen	<21> udara masuk		Komponen	<25> udara tersier	
	xmass	mass (kg/jam)		xmass	mass (kg/jam)
O <sub>2</sub>	0.21	145,779	O <sub>2</sub>	0.21	24,648
N <sub>2</sub>	0.79	548,405	N <sub>2</sub>	0.79	92,723
Total	1	694,184	Total	1	117,371
	Komponen	<20> udara sekunder			
		xmass	mass (kg/jam)		
		O <sub>2</sub>	0.21	32,620	
	N <sub>2</sub>	0.79	122,715		
	Total	1	155,336		
	Komponen	<23> udara ke RM dan FM			
		xmass	mass (kg/jam)		
		O <sub>2</sub>	0.21	88,510	
	N <sub>2</sub>	0.79	332,966		
	Total	1	421,477		
	<22> debu keluar EP				9.73
Total	1,018,568				1,018,568

**LAMPIRAN E**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI RKC-4**

1. Suspension Preheater



A. Neraca energi dari Raw Mill :

Temperatur feed = 50 °C = 323 K

Temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.1** Panas Sensibel *Raw Meal*

Komponen	< 12 > Raw Meal		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
SiO <sub>2</sub>	0.131	73,360	0.793	25	1,454,824.8
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0369	20,664	0.819	25	423,294.0
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0245	13,720	0.676	25	231,849.3
CaCO <sub>3</sub>	0.7679	430,024	0.861	25	9,255,471
MgCO <sub>3</sub>	0.025	14,000	0.960	25	336,058.2
H <sub>2</sub> O	0.0039	2,184	1.862	25	101,663.2
SO <sub>3</sub>	0.0008	448	0.657	25	7,358.0
Na	0.0012	672	1.142	25	19,185.6
K	0.0032	1,792	0.924	25	41,395.2
Cl	0	-		25	-
impuritis	0.0056	3,136	1.000	25	78,400.0
Jumlah	1	560,000			11,949,499

B. Panas sensibel udara tersier :

temperatur udara tersier = 898 °C = 1171 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.2** Panas Sensibel Udara Tersier

Komponen	Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.790	92,723.42	1.025	873	82,957,390
N <sub>2</sub>	0.210	24,648.00	1.104	873	23,745,970
Total	1	117,371.42			106,703,360

C. Panas sensibel batubara :

temperatur batubara = 70 °C = 343 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.3** Panas Sensibel Batubara

Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q(kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C	0.4762	7,662	0.899	45	309,952.27
H <sub>2</sub>	0.0593	954	14.431	45	309,795.48
N <sub>2</sub>	0.0086	138	1.027	45	3,198.53
O <sub>2</sub>	0.2596	4,177	0.921	45	86,547.59
S	0.0013	21	0.762	45	717.03
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.148	2,381	4.212	45	451,388.35
Ash	0.047	756	1.000	45	34,030.35
Total	1	16,090			1,195,629.6

D. Neraca energi pembakaran batubara

Massa batubara = 16,090 kg/jam

Heating value = 4,368 kkal/kg (lab jaminan mutu)

H batubara = 16,090 x 4,368

= 70,281,120 kkal/jam

= 294,252,993 kJ/jam

» Panas sensibel produk keluar preheater (range suhu = 860 - 875 °C)

temperatur produk keluar SP = 900 °C = 1173 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.4** Panas Sensibel Produk

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024	1.2135	875	70,106,387
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,597.6	1.3218	875	21,510,232
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348	1.1305	875	12,214,015
CaCO <sub>3</sub>	0.0752	25,388.6	1.3977	875	31,049,423
MgCO <sub>3</sub>	0.0024	826.6	0.2786	875	201,495
CaO	0.6000	202,514.5	1.1655	875	206,528,738
MgO	0.0166	5,606.4	1.2575	875	6,169,030
SO <sub>3</sub>	0.0012	403.2	0.9714	875	342,724
Na <sub>2</sub> O	0.0018	604.8	1.1422	875	604,440
K <sub>2</sub> O	0.0048	1,612.8	0.9238	875	1,303,725
Cl	0.0000	-		875	-
impuritis	0.0084	2,822.4	1.00	875	2,469,600

Ash	0.0022	756.2	1.00	875	661,701
Total	0.989397	337,505.08			353,161,510

F. Panas sensibel gas hasil pembakaran (GHP)

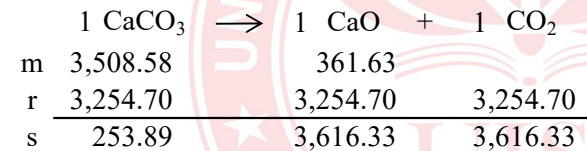
$$\begin{aligned} \text{temperatur gas keluar preheater} &= 390 \text{ } ^\circ\text{C} = 663 \text{ K} \\ \text{temperatur reference} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.5** Panas Sensibel Gas Keluar Preheater

Komponen	< 16 > GHP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CO <sub>2</sub>	0.2170	28,094.21	0.9852	365	10,103,105
N <sub>2</sub>	0.7163	92,723.42	1.0568	365	17,883,106
H <sub>2</sub> O(g)	0.0663	8,587.23	1.9350	365	3,032,426
SO <sub>2</sub>	0.0003	41.83	0.7794	365	5,950
Total	1	129,446.70			31,024,588

» Neraca energi reaksi kalsinasi :

$$\begin{aligned} \text{temperatur reaktan} &= 780 \text{ } ^\circ\text{C} = 1053 \text{ K} \\ \text{temperatur produk} &= 850 \text{ } ^\circ\text{C} = 1123 \text{ K} \end{aligned}$$



Data heat of formation pada 25 °C (  $\Delta H_f^{298}$  ) :

**Tabel B.6** Heat of Formation H.Allaboun

Komponen	$\Delta H_f^{298}$ (kJ/mol)
CaCO <sub>3</sub>	-1207
CaO	-635
CO <sub>2</sub>	-393
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-1669
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-822
SiO <sub>2</sub>	-908
(CaO) <sub>4</sub> .Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-5080
(CaO) <sub>3</sub> .Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-3561
(CaO) <sub>2</sub> .SiO <sub>2</sub>	-2308
(CaO) <sub>3</sub> .SiO <sub>2</sub>	-2931

**$\Delta H$  reaktan**

$$\text{CaCO}_3 = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 430,024 \times 0.8609 \times (25 - 500)$$

$$= (175,853,751.7) \text{ kJ/jam}$$

### $\Delta H$ produk

$$\text{CaO} = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 202,514 \times 0.7867 \times (500 - 25)$$

$$= 75,678,722 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{CO}_2 = m \times c_p \times \Delta T$$

$$= 159,119 \times 0.8194 \times (500 - 25)$$

$$= 61,930,063 \text{ kJ/jam}$$

### $\Delta H_f$

$$\text{CaCO}_3 = \text{mol} \times \Delta H_f$$

$$= 3,255 \times -1207$$

$$= (3,928,419,094.8) \text{ kJ/jam}$$

$$\text{CaO} = \text{mol} \times \Delta H_f$$

$$= 3,254.70 \times -635$$

$$= (2,066,732,498) \text{ kJ/jam}$$

$$\text{CO}_2 = \text{mol} \times \Delta H_f$$

$$= 3,254.70 \times -393$$

$$= (1,279,095,861) \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = (175,853,752) \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 137,608,785 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = 582,590,735.677 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta HR = 544,345,769 \text{ kJ/jam}$$

**Tabel B.6** Panas Sensibel Keluar Preheater

Komponen	massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	165,285.55	0.9852	365	59,439,194
O <sub>2</sub> sisa GHP	738.79	0.9611	365	259,161
Uap H <sub>2</sub> O	2,184.00	1.9350	365	1,542,480
N <sub>2</sub> di batu bara	138.37	1.0568	365	53,375
H <sub>2</sub> O di batu bara	2,381.32	4.3703	365	3,798,577
Debu keluar SP	55,781.60	1.00	365	20,360,284
Total				85,453,071

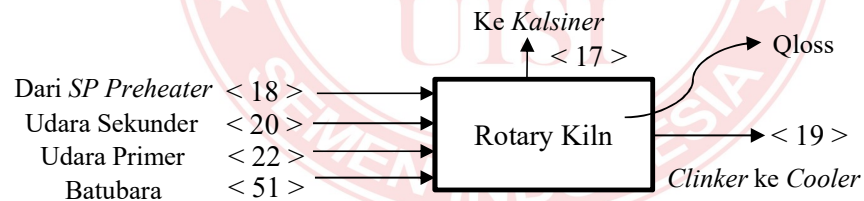
» Panas **latent** penguapan air pada 50 °C      Hv 2592.1 kJ/kg  
 $\lambda = 2,382.8 \text{ kJ/kg}$       HI 209.33 kJ/kg  
 $HI = m \times \lambda$   
 $= 4,565.32 \times 2,382.77$   
 $= 10,878,107.54 \text{ kJ/jam}$

Qloss = (Q input - (Q Produk + Q Gas keluar preheater + Q  
GHP + HI penguapan air ))  
 $= 958,447,251 - 480,517,275.7$   
 $= 477,929,975 \text{ kJ/jam}$

**Tabel B.8** Neraca Energi Suspension Preheater

Q input		Qoutput	
Q dari raw mill	11,949,499.04	Q produk SP	353,161,509.95
Q udara tersier	106,703,360.38	Q GHP	31,024,587.62
Q batu bara	1,195,629.60	Q gas keluar	85,453,070.61
		HI	10,878,107.54
$\Delta HR$ Kals	544,345,768.55	Q loss	477,929,975.1
Q Batubara	294,252,993		
Total	958,447,251	Total	958,447,250.78

## 2. Rotary Kiln



» Neraca energi masuk dari Preheater :  
temperatur bahan masuk = 900 °C = 1173 K  
temperatur bahan keluar = 1250 °C = 1523 K  
temperatur reference = 25 °C = 298 K

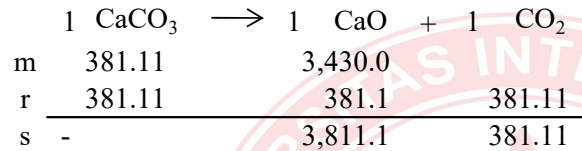
**Tabel B.9** Panas Sensibel dari Suspension Preheater

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024.00	1.2135	875	70,106,387
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,597.60	1.3218	875	21,510,232
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348.00	1.1305	875	12,214,015
CaCO <sub>3</sub> sisa	0.0752	25,388.62	1.3977	875	31,049,423



MgCO <sub>3</sub> sisa	0.0024	826.56	0.2786	875	201,495
CaO	0.6000	202,514.47	1.1655	875	206,528,738
MgO	0.0166	5,606.40	1.2575	875	6,169,030
SO <sub>3</sub>	0.0012	403.20	0.9714	875	342,724
Na <sub>2</sub> O	0.0018	604.80	1.1422	875	604,440
K <sub>2</sub> O	0.0048	1,612.80	0.9238	875	1,303,725
Cl	0.0000	-	0.0000	875	-
impuritis	0.0084	2,822.40	1.00	875	2,469,600
Ash	0.0022	756.23	1.00	875	661,701
Total	0.99	337,505.08			353,161,510

Panas Kalsinasi Lanjut (Setelah kalsinasi di Preheater)



#### ΔH reaktan

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 25,388.62 \times 1.346 \times (25 - 900) \\ &= -29,903,721.8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### ΔH produk

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 213,422.1 \times 1.128 \times (900 - 25) \\ &= 210,685,769 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 16,768.88 \times 1.087 \times (900 - 25) \\ &= 15,948,437.5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### ΔHf

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 381.1 \times -1,207 = -460,000,792 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 381.1 \times -635 = -242,005,388 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 381.1 \times -393 = -149,776,563 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -29,903,722 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 226,634,207 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = 68,218,842 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_R = 264,949,327 \text{ kJ/jam}$$

Panas enthalpy reaksi pembentukan klinker :

**Reaksi I :**

	4	CaO	+	1	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	+	1	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	→	1	C <sub>4</sub> AF
m	3,811.1			187.47			75.66			-	
r	302.6			75.66			75.66			75.66	
s	3,508.5			111.81			-			75.66	

**ΔH reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 213,422.1 \times 1.128 \times (25 - 1000) \\ &= -234,764,143 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 19,121.58 \times 1.282 \times (25 - 1000) \\ &= -23,901,132.8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fe}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 12,105.21 \times 1.087 \times (25 - 1000) \\ &= -12,828,716.0 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**ΔH produk**

$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{AF} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 36,769.59 \times 3.494 \times (1000 - 25) \\ &= 125,255,248 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**ΔHf**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 302.6 \times -635 = -192,170,273 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 75.7 \times -1,669 = -126,272,514 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fe}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 75.7 \times -822 = -62,190,537 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_4\text{AF} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 75.7 \times -5,080 = -384,340,546 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -271,493,992 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 125,255,248 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = -3,707,222 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R 1 = -149,945,965 \text{ kJ/jam}$$

**Reaksi II :**

	3	CaO	+	1	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	→	1	C <sub>3</sub> A
m	3,508.5				111.81			-
r	335.4				111.81		111.81	
s	3,173.1				-		111.81	

**ΔH reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 196,474.8 \times 1.128 \times (25 - 1100) \\ &= -238,288,496 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 11,404.50 \times 1.282 \times (25 - 1100) \\ &= -15,717,194.0 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**ΔH produk**

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{A} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 30,188.39 \times 1.282 \times (1100 - 25) \\ &= 41,604,337.0 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**ΔHf**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 335.4 \times -635 = -212,995,891 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 111.8 \times -1,669 = -186,608,999 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{A} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 111.8 \times -3,561 = -398,151,374 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -254,005,690 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 41,604,337 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = 1,453,515 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R 2 = -210,947,838 \text{ kJ/jam}$$

**Reaksi III :**



m	3,173.1	1,173.6	-
r	2,347.2	1,173.6	1,173.61
s	825.8	-	1,173.61

#### **$\Delta H$ reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 177,690.9 \times 1.128 \times (25 - 1200) \\ &= -235,554,188 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 70,416.43 \times 1.175 \times (25 - 1200) \\ &= -97,232,545 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### **$\Delta H$ produk**

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{S} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 201,860.4 \times 1.219 \times (1200 - 25) \\ &= 289,130,748 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### **$\Delta H_f$**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 2,347 \times -635 = -1,490,481,142 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 1,174 \times -908 = -1,065,635,337 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{S} &= \text{mol} \times \Delta H_f \\ &= 1,174 \times -2,308 = -2,708,685,415 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -332,786,733 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 289,130,748 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = -152,568,936 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R 3 = -196,224,920 \text{ kJ/jam}$$

#### **Reaksi IV :**

$$1 \text{ CaO} + 1 \text{ C}_2\text{S} \longrightarrow 1 \text{ C}_3\text{S}$$

m	825.84	1,173.6	-
r	825.84	825.8	825.84
s	-	347.8	825.84

#### **$\Delta H$ reaktan**

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= 46,246.88 \times 1.128 \times (25 - 1300) \\ &= -66,524,317.0 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_2S &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 201,860.4 \times 1.219 \times (25 - 1300) \\
 &= -313,737,621 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

#### $\Delta H$ produk

$$\begin{aligned}
 C_3S &= m \times c_p \times \Delta T \\
 &= 188,290.9 \times 1.165 \times (1300 - 25) \\
 &= 279,768,941 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

#### $\Delta H_f$

$$\begin{aligned}
 CaO &= mol \times \Delta H_f \\
 &= 825.8 \times -635 = -524,406,571 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_2S &= mol \times \Delta H_f \\
 &= 825.8 \times -2,308 = (1,906,032,074) \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_3S &= mol \times \Delta H_f \\
 &= 825.8 \times -2,931 = -2,420,528,599 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ reaktan} = -380,261,938 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H \text{ produk} = 279,768,941 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H_f = 9,910,045 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R_4 = -90,582,951.4 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } \Delta H R \text{ (reaksi kalsinasi + klinkerisasi)} = -382,752,348 \text{ kJ/jam}$$

#### » Neraca energi pembakaran batubara

$$\text{Massa batubara} = 20,022 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Heating value} = 4,368 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{H batubara} = 20,022 \times 4,368$$

$$= 87,456,096 \text{ kkal/jam}$$

$$= 366,161,183 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{temperatur batubara} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$\text{temperatur reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

**Tabel B.10** Panas Sensibel Batubara

Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C	0.476	11,191	0.899	45	452,695.99
H <sub>2</sub>	0.059	1,394	14.431	45	904,933.96

N <sub>2</sub>	0.009	202	1.027	45	9,343.14
O <sub>2</sub>	0.260	6,101	0.921	45	252,811.48
S	0.001	31	0.762	45	1,047.24
H <sub>2</sub> O(l)	0.148	3,478	4.212	45	659,268.3
Ash	0.047	1,105	1.000	45	49,702.50
Total	1	23,500			2,329,802.6

temperatur udara sekunder = 898 °C = 1,171 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.11** Panas Sensibel Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	32,620.47	1.0248	873	29,184,740
N <sub>2</sub>	0.790	122,715.10	1.1036	873	118,224,168
Total	1	155,335.57			147,408,908

temperatur udara primer = 30 °C = 303 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.12** Panas Sensibel Udara Primer

Komponen	< 22 > Udara Primer		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	4,394.96	0.9159	5	20,126.23
N <sub>2</sub>	0.790	16,533.42	1.0237	5	84,622.81
Total	1	20,928.38			104,749.04

temperatur klinker = 1250 °C = 1523 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.13** Panas Sensibel Klinker Keluar

Komponen	< 19 > menuju ke Cooler		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,200.22	1.6402	1225	60,679,402
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,785.24	3.4788	1225	156,759,494
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,816.56	1.1922	1225	87,359,104
C <sub>3</sub> S	0.5805	188,305.39	1.1486	1225	264,951,653
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.6271	1225	64,640
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.98	1.4330	1225	2,334,758
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.52	0.9974	1225	951,227
MgO	0.0124	4,022.37	1.3074	1225	6,442,326

impuritis	0.0097	3,146.53	1.00	1225	3,854,499
Total	1	324,384.83			583,397,103

temperatur gas dari kiln = 898 °C = 1171 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.14** Panas Sensibel Gas Hasil Pembakaran

Komponen	GHP		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
CO <sub>2</sub>	0.213	41,032.57	1.1183	873	40,060,382
N <sub>2</sub>	0.722	139,248.52	1.1036	873	134,152,527
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.065	12,541.95	2.0945	873	22,933,111
SO <sub>2</sub>	0.0003	61.10	3.5672	873	190,277
Total	1	192,884.14			197,336,297

**Tabel B.15** Panas Sensibel Keluar Kiln

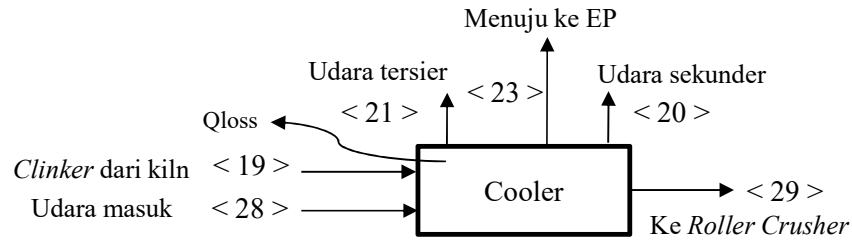
Komponen	massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	11,603.95	1.1183	873	11,329,019
O <sub>2</sub> sisa GHP	2,095.21	1.0248	873	1,874,536
N <sub>2</sub> di batu bara	202.10	1.1036	873	194,704
H <sub>2</sub> O di batu bara	3,478.00	0.5006	873	1,519,973
Dust terbawa udara	2,620.80	1.00	873	2,287,958
Total				17,206,190

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= (Q \text{ input} - (\Delta H \text{ Produk} + \Delta H \text{ GHP} + Q \text{ panas keluar})) \\
 &= 1,251,918,501 - 797,939,590 \\
 &= 453,978,910.98 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.15** Neraca Energi Rotary Kiln

IN		OUT	
Q input		Q output	
Q dari SP	353,161,510	Q produk	583,397,103
Q batubara	2,329,803	Q GHP	197,336,297
Q sekunder	147,408,908	Q keluar	17,206,190
Q primer	104,749	Q loss	453,978,911.0
ΔHR	382,752,348		
Q Batubara	366,161,183		
Total	1,251,918,501	Total	1,251,918,501

### 3. Cooler



temperatur bahan masuk = 1250 °C = 1523 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.16** Panas Sensibel Clinker Masuk

Komponen	< 19 > dari output kiln		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,200.22	1.640	1225	60,679,402
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,785.24	3.479	1225	156,759,494
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,816.56	1.192	1225	87,359,104
C <sub>3</sub> S	0.5804	188,305.39	1.149	1225	264,951,653
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.627	1225	64,640
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.98	1.433	1225	2,334,758
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.52	0.997	1225	951,227
MgO	0.0124	4,022.37	1.307	1225	6,442,326
impuritis	0.0097	3,146.53	1.00	1225	3,854,499
Total	1	324,417.24			583,397,103

temperatur udara masuk = 30 °C = 303 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.17** Panas Sensibel Udara Masuk

Komponen	< 28 > Udara masuk		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	145,778.54	0.9505	5	692,828
N <sub>2</sub>	0.790	548,404.99	1.0491	5	2,876,556
Total	1	694,183.53			3,569,384.0

Neraca energi *clinker* keluar Cooler

temperatur *clinker* keluar = 121 °C = 394 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K



**Tabel B.18** Panas Sensibel Clinker Keluar Cooler

Komponen	< 29 > ke roller crusher		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,196.30	1.040	96	3,013,855.3
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,780.46	3.342	96	11,801,249
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,808.79	0.952	96	5,464,943.6
C <sub>3</sub> S	0.5804	188,280.93	0.967	96	17,482,750
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.397	96	4,350.0
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.81	1.047	96	133,620.6
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.42	0.852	96	63,648.8
MgO	0.0124	4,021.85	1.150	96	444,030.8
impuritis	0.0097	3,146.12	1.00	96	302,027.6
Total	1	324,375.09			38,710,475

temperatur udara tersier = 898 °C = 1171 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.19** Panas Sensibel Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	24,648.00	1.0248	873	22,051,964
N <sub>2</sub>	0.790	92,723.42	1.1036	873	89,330,078
Total	1	117,371.42			111,382,043

temperatur udara sekunder = 898 °C = 1,171 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.20** Panas Sensibel Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	32,620.47	1.0248	873	29,184,740
N <sub>2</sub>	0.790	122,715.10	1.1036	873	118,224,168
Total	1	155,335.57			147,408,908

temperatur udara ke RM dan FM = 450 °C = 723 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.21** Panas Sensibel Udara ke RM dan FM

Komponen	udara ke RM dan FM		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
O <sub>2</sub>	0.210	88,510.07	0.9552	425	35,930,246
N <sub>2</sub>	0.790	332,966.47	1.0525	425	148,935,600
Total	1	421,476.54			184,865,847

temperatur debu ke EP = 200 °C = 473 K

temperatur reference = 25 °C = 298 K

**Tabel B.22** Panas Sensibel debu ke EP

Komponen	debu ke EP		Cp (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)			
Ash	0.210	9.73	1.00	175	1,703

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= (\Sigma Q_{\text{input}} - (\Sigma Q_{\text{output}})) \\
 &= 586,966,487 - 482,368,976 \\
 &= 104,597,511 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.23** Neraca Energi Cooler

IN		OUT	
Q input		Q output	
Q dari kiln	583,397,103	Q produk	38,710,475
Q udara masuk	3,569,384	Q udara tersier	111,382,043
		Q udara sekunder	147,408,908
		Q udara ke RM dan FM	184,865,846.9
		debu ke EP	1,703.0
		Q loss	104,597,510.5
Total	586,966,487	Total	586,966,487

Efisiensi Energi di Unit Kiln = 0.64 = 63.74 %

Heat Loss di Kiln = 0.36 = 36.3 %

Efisiensi Energi di Sistem Kiln

$$\begin{aligned}
 \Sigma [E_{in}] &= 2,797,332,238 \text{ kJ/jam} &= 0.800318 \\
 & &= 80.03 \% \\
 \Sigma [E_{out}] &= 2,238,755,817 \text{ kJ/jam} \\
 \Sigma \text{ Heat Loss} &= 558,576,421.5 \text{ kJ/jam} &= 0.199682 \\
 & &= 19.97 \%
 \end{aligned}$$

**LAMPIRAN F**  
**PERHITUNGAN ENTALPI, ENTROPI DAN EKSERGI RKC-4**

**1. Suspension Preheater**

**A. Stream Inlet**

Stream dari Raw Mill

Komponen	< 12 > Raw Mill		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
SiO <sub>2</sub>	0.1310	73,360	0.7933	25	323	298	1,454,825	4,687.96	57,812.80	10,025,867
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0369	20,664	0.8194	25	323	298	423,294.0	1,364.00	16,821.14	40,610,838
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0245	13,720	0.6759	25	323	298	231,849.3	747.10	9,213.38	1,414,875
CaCO <sub>3</sub>	0.7679	430,024	0.8609	25	323	298	9,255,471	29,824.40	367,800.07	70,093,912
MgCO <sub>3</sub>	0.0250	14,000	0.9602	25	323	298	336,058.2	1,082.90	13,354.50	20,531,017
H <sub>2</sub> O(l)	0.0039	2,184	1.8620	25	323	298	101,663.2	327.59	4,039.96	109,200
SO <sub>3</sub>	0.0008	448	0.6570	25	323	298	7,358.0	23.71	292.40	1,394,960
Na	0.0012	672	1.1420	25	323	298	19,185.6	61.82	762.41	3,210,425.8
K	0.0032	1,792	0.9240	25	323	298	41,395.2	133.39	1,644.99	13,459,549
Cl	0.0000	-	0.0000	25	323	298	-	-	-	-
impuritis	0.0056	3,136	1.0000	25	323	298	78,400.0	252.63	3,115.51	3,136,000.0
Total	1.00	560,000					11,949,499	38,505.51	474,857.16	163,986,644

Stream 21 Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.790	92,723.42	1.025	873	1171	298	82,957,390	130,044.49	44,204,133	11,503,499
N <sub>2</sub>	0.210	24,648.00	1.104	873	1171	298	23,745,970	37,224.32	12,653,123	607,397
Total	1	117,371.42					106,703,360	167,268.81	56,857,256	12,110,897

Stream 52 Batubara

Komponen	< 52 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C	0.476	7,662	0.90	45	343	298	309,952.27	968.68	21,284.67	261,703,976
H <sub>2</sub>	0.059	954	14.43	45	343	298	619,590.95	1,936.39	42,547.80	316,105,588
N <sub>2</sub>	0.009	138	1.03	45	343	298	6,397.07	19.99	439.29	3,409.93
O <sub>2</sub>	0.260	4,177	0.92	45	343	298	173,095.18	540.97	11,886.58	518,205
S	0.001	21	0.76	45	343	298	717.03	2.24	49.24	398,469
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.148	2,381	4.21	45	343	298	451,388.35	1,410.71	30,997.20	119,066
Ash	0.047	756	1.00	45	343	298	34,030.35	106.35	2,336.89	756,230
Total	1	16,090					1,595,171.2	4,985.33	109,541.67	579,604,944

B. Stream Outlet

Stream 18 Produk Keluar *Suspension Preheater*

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
SiO <sub>2</sub>	0.1961	66,024	1.2135	875	1173	298	70,106,387	109,784.71	37,390,544	9,023,280
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0552	18,598	1.3218	875	1173	298	21,510,232	33,684.44	11,472,268	36,549,754
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0367	12,348	1.1305	875	1173	298	12,214,015	19,126.82	6,514,223	1,273,388
CaCO <sub>3</sub>	0.0754	25,389	1.3977	875	1173	298	31,049,423	48,622.56	16,559,901	4,138,345
MgCO <sub>3</sub>	0.0025	827	0.2786	875	1173	298	201,495	315.54	107,465	1,212,151
CaO	0.6014	202,514	1.1655	875	1173	298	206,528,738	323,418.42	110,150,048	460,358,787
MgO	0.0166	5,606	1.2575	875	1173	298	6,169,030	9,660.53	3,290,191	8,221,793
SO <sub>3</sub>	0.0012	403	0.9714	875	1173	298	342,724	536.70	182,789	1,255,464
Na <sub>2</sub> O	0.0018	605	1.1422	875	1173	298	604,440	946.54	322,372	2,889,383
K <sub>2</sub> O	0.0048	1,613	0.9238	875	1173	298	1,303,725	2,041.60	695,329	12,113,594
Cl	0.0000	-	0.0000	875	1173	298	-	-	-	-
impuritis	0.0084	2,822	1.00	875	1173	298	2,469,600	3,867.33	1,317,137	2,822,400.0
ash	0.0022	756.2	1.00	875	1173	298	661,701	1,036.21	352,912	756,230.0
Total	1	336,748.85					353,161,510	553,041.38	188,355,178	540,614,569

Stream 16 GHP

Komponen	< 16 > GHP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub>	0.2170	28,094.21	0.9852	365	663	298	10,103,105	22,134.98	3,506,882	12,438,074
NO <sub>2</sub>	0.7163	92,723.42	1.0568	365	663	298	35,766,212	78,360.49	12,414,787	112,074,396
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	0.0663	8,587.23	1.9350	365	663	298	6,064,852.3	13,287.53	2,105,167	4,532,151
SO <sub>2</sub>	0.0003	41.83	0.7794	365	663	298	11,900.3	26.07	4,131	204,855.87
Total	1.00	129,446.70					51,946,070	113,809.07	18,030,966	129,249,477

Stream Panas Keluar Suspension Preheater

Komponen	< 16 > Gas keluar	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	165,285.55	0.9852	365	663	298	59,439,194	130,225.82	20,631,900	73,176,422
O <sub>2</sub> sisa GHP	738.79	0.9611	365	663	298	259,161	567.80	89,957	91,657
Uap H <sub>2</sub> O	2,184.00	1.9350	365	663	298	1,542,480	3,379.43	535,409	1,152,667
N <sub>2</sub> di batu bara	138.37	1.0568	365	663	298	53,375.0	116.94	18,527	3,409.93
H <sub>2</sub> O di batu bara	2,381.32	4.3703	365	663	298	3,798,577.2	8,322.33	1,318,522	119,066
Debu keluar SP	55,781.60	1.00	365	663	298	20,360,284	44,607.51	7,067,245	3,098,978
Total	168,346.72					85,453,071	187,219.84	29,661,560	77,642,199

## 2. Rotary Kiln

### A. Steam Inlet

Stream 18 Produk Keluar *Suspension Preheater* ( masuk ke kiln)

Komponen	< 18 > ke Kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
SiO <sub>2</sub>	0.1956	66,024	1.2135	875	1523	298	70,106,387	130,705.86	31,156,042	9,023,280
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0551	18,598	1.3218	875	1523	298	21,510,232	40,103.53	9,559,382	36,549,754
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0366	12,348	1.1305	875	1523	298	12,214,015	22,771.72	5,428,041	1,273,388
CaCO <sub>3</sub> sisa	0.0752	25,389	1.3977	875	1523	298	31,049,423	57,888.33	13,798,702	4,138,345
MgCO <sub>3</sub> sisa	0.0024	826.6	0.2786	875	1523	298	201,495	375.67	89,546	
CaO	0.6000	202,514	1.1655	875	1523	298	206,528,738	385,050.73	91,783,620	460,358,787
MgO	0.0166	5,606	1.2575	875	1523	298	6,169,030	11,501.50	2,741,584	8,221,793
SO <sub>3</sub>	0.0012	403.2	0.9714	875	1523	298	342,724	638.97	152,310	1,255,464
Na <sub>2</sub> O	0.0018	604.8	1.1422	875	1523	298	604,440	1,126.91	268,620	2,889,383
K <sub>2</sub> O	0.0048	1,613	0.9238	875	1523	298	1,303,725	2,430.66	579,390	12,113,594
Cl	0.0000	-	0.0000	875	1523	298	-	-	-	-
impuritis	0.0084	2,822	1.00	875	1523	298	2,469,600	4,604.30	1,097,517	2,822,400
Ash	0.0022	756.2	1.00	875	1523	298	661,701	1,233.67	294,067	756,230
Total	0.989397	337,505.08					353,161,510	658,431.84	156,948,821	539,402,417

Stream 51 Batubara

Komponen	< 51 > batubara		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C	0.4762	11,190.7	0.899	45	343	298	452,695.99	1,414.80	31,086.99	382,227,684
H <sub>2</sub>	0.0593	1,393.55	14.431	45	343	298	904,933.96	2,828.16	62,142.53	461,683,115
N <sub>2</sub>	0.0086	202.1	1.027	45	343	298	9,343.14	29.20	641.60	4,980
O <sub>2</sub>	0.2596	6,100.6	0.921	45	343	298	252,811.48	790.10	17,360.76	756,856
S	0.0013	30.55	0.762	45	343	298	1,047.24	3.27	71.92	581,977.5
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	0.148	3,478	4.212	45	343	298	659,268.26	2,060.39	45,272.47	173,900
Ash	0.047	1,104.5	1.00	45	343	298	49,702.50	155.33	3,413.11	1,104,500
Total	1	23,500					2,329,803	7,281.25	159,989.39	846,533,013

Stream 20 Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.210	32,620.47	1.0248	873	1,171	298	29,184,740	45,750.17	15,551,190	4,046,976.9
N <sub>2</sub>	0.790	122,715.10	1.1036	873	1,171	298	118,224,168	185,328.89	62,996,158	3,024,050.6
Total	1	155,335.57					147,408,908	231,079.06	78,547,348	7,071,028



Stream 22 Udara Primer

Komponen	< 22 > Udara Primer		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.210	4,394.96	0.9159	5	303	298	20,126.23	66.98	166.98	545,249.80
N <sub>2</sub>	0.790	16,533.42	1.0237	5	303	298	84,622.81	281.61	702.08	407,430.79
Total	1	20,928.38					104,749.04	348.59	869.06	952,680.6

B. Stream Output

Stream 19 Produk Keluar Klinker

Komponen	< 19 > menuju ke Cooler		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,200.22	1.640	1225	1523	298	60,679,402	80,807.32	36,598,820	42,794,830
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,785.24	3.479	1225	1523	298	156,759,494	208,758.07	94,549,588	16,061,374
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,816.56	1.192	1225	1523	298	87,359,104	116,336.93	52,690,699	45,175,414
C <sub>3</sub> S	0.5804	188,305.39	1.149	1225	1523	298	264,951,653	352,838.57	159,805,758	33,614,164
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.627	1225	1523	298	64,640	86.08	38,988	154,932
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.98	1.433	1225	1523	298	2,334,758	3,109.22	1,408,211	9,989,359
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.52	0.997	1225	1523	298	951,227	1,266.76	573,733	2,424,117
MgO	0.0124	4,022.37	1.307	1225	1523	298	6,442,326	8,579.30	3,885,693	5,898,811
impuritis	0.0097	3,146.53	1.00	1225	1523	298	3,854,499	5,133.07	2,324,844	3,146,530
Total	1	324,417.24					583,397,103	776,915.33	351,876,333	159,259,530

Stream Gas Hasil Pembakaran

Komponen	< 17 > GHP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub>	0.2127	41,032.57	1.1183	873	1171	298	40,060,382	62,798.89	21,346,313	18,166,236
N <sub>2</sub>	0.7219	139,248.52	1.1036	873	1171	298	134,152,527	210,298.28	71,483,639	3,431,481
H <sub>2</sub> O(g)	0.0650	12,541.95	2.0945	873	1171	298	22,933,111	35,950.08	12,219,988	627,098
SO <sub>2</sub>	0.0003	61.10	3.5672	873	1171	298	190,277	298.28	101,390	190,250.13
Total	1	192,884.14					197,336,297	309,345.53	105,151,330	22,415,065

Stream Panas Keluar Rotary Kiln

Komponen	< 16 > Gas keluar	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	E <sup>PH</sup> (kJ/jam)	E <sup>CH</sup> (kJ/jam)
	massa (kg/jam)								
CO <sub>2</sub> hasil kalsinasi	11,603.95	1.1183	873	1171	298	11,329,019	17,759.44	6,036,707	5,137,386
O <sub>2</sub> sisa GHP	2,095.21	1.0248	873	1171	298	1,874,536	2,938.53	998,853	259,937
N <sub>2</sub> di batu bara	202.10	1.1036	873	1171	298	194,703.9	305.22	103,749	4,980.32
H <sub>2</sub> O di batu bara	3,478.00	0.5006	873	373	298	1,519,973	390.85	1,403,500	173,900
Debu terbawa udara	2,620.80	1.00	873	1171	298	2,287,958	3,586.62	1,219,147	2,620,800
Total	13,901.26					17,206,190	24,980.65	9,761,955	8,197,003

### 3. Cooler

#### A. Stream Input

##### Stream 19 Produk dari Kiln

Komponen	< 19 > dari output kiln		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,200.22	1.640	1225	1523	298	60,679,402	80,807.32	36,598,820	42,794,830
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,785.24	3.479	1225	1523	298	156,759,494	208,758.07	94,549,588	16,061,374
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,816.56	1.192	1225	1523	298	87,359,104	116,336.93	52,690,699	45,175,414
C <sub>3</sub> S	0.5804	188,305.39	1.149	1225	1523	298	264,951,653	352,838.57	159,805,758	33,614,164
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.627	1225	1523	298	64,640	86.08	38,988	154,932
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.98	1.433	1225	1523	298	2,334,758	3,109.22	1,408,211	9,989,359
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.52	0.997	1225	1523	298	951,227	1,266.76	573,733	2,424,117
MgO	0.0124	4,022.37	1.307	1225	1523	298	6,442,326	8,579.30	3,885,693	5,898,811
impuritis	0.0097	3,146.53	1.00	1225	1523	298	3,854,499	5,133.07	2,324,844	3,146,530
Total	1	324,417.24					583,397,103	776,915.33	351,876,333	159,259,530

##### Stream 28 Udara Masuk

Komponen	< 28 > Udara masuk		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.210	145,778.54	0.9505	5	303	298	692,828	2,305.64	5,748.11	18,085,650
N <sub>2</sub>	0.790	548,404.99	1.0491	5	303	298	2,876,556	9,572.79	23,865.60	13,514,266
Total	1	694,183.53					3,569,384.0	11,878.42	29,613.71	31,599,916

## B. Stream Output

Komponen	< 29 > ke roller crusher		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
C <sub>3</sub> A	0.0931	30,196.30	1.0397	96	394	298	3,013,855	8,767.10	401,259.93	42,789,271
C <sub>4</sub> AF	0.1134	36,780.46	3.3423	96	394	298	11,801,249	34,329.02	1,571,199.6	16,059,288
C <sub>2</sub> S	0.1844	59,808.79	0.9518	96	394	298	5,464,944	15,897.15	727,593.94	45,169,545
C <sub>3</sub> S	0.5804	188,280.93	0.9672	96	394	298	17,482,750	50,856.12	2,327,625.6	33,609,797
Na <sub>2</sub> O	0.0001	32.43	1.3974	96	394	298	4,350	12.65	579.15	154,912
K <sub>2</sub> O	0.0041	1,329.81	1.0467	96	394	298	133,621	388.69	17,790.03	9,988,061
SO <sub>3</sub>	0.0024	778.42	0.8517	96	394	298	63,649	185.15	8,474.11	2,423,802
MgO	0.0124	4,021.85	1.1500	96	394	298	444,031	1,291.66	59,117.55	5,898,044
impuritis	0.0097	3,146.12	1.000	96	394	298	302,028	878.58	40,211.48	3,146,121
Total	1	324,375.09					38,710,475	112,606.12	5,153,851.4	159,238,840

## Stream 21 Udara Tersier

Komponen	< 21 > Udara Tersier		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.210	24,648.00	1.0248	873	1171	298	22,051,964	34,568.79	11,750,466	3,057,892.3
N <sub>2</sub>	0.790	92,723.42	1.1036	873	1171	298	89,330,078	140,034.35	47,599,842	2,284,970.0
Total	1	117,371.42					111,382,043	174,603.14	59,350,308	5,342,862

Stream 20 Udara Sekunder

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.21	32,620.47	1.0248	873	1171	298	29,184,740	45,750.17	15,551,190	4,046,976.9
N <sub>2</sub>	0.79	122,715.10	1.1036	873	1171	298	118,224,168	185,328.89	62,996,158	3,024,050.6
Total	1	155,335.57					147,408,908	231,079.06	78,547,348	7,071,028

Stream Udara ke Raw Mill dan Finish Mill

Komponen	< 20 > Udara Sekunder		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	xmass	massa (kg/jam)								
O <sub>2</sub>	0.21	88,510.07	0.9552	425	723	298	35,930,246	74,930.69	13,600,901	10,980,781
N <sub>2</sub>	0.79	332,966.47	1.0525	425	723	298	148,935,600	310,597.57	56,377,525	8,205,245.1
Total	1	421,476.54					184,865,847	385,528.26	69,978,426	19,186,026

Stream Debu Menuju ke EP

Komponen	< 23 > menuju ke EP		Cp (kJ/kg.K)	$\Delta T$ (K)	T (K)	T Ref	Hs (kJ/jam)	$\Delta S$ (kJ/kg.K)	$E^{PH}$ (kJ/jam)	$E^{CH}$ (kJ/jam)
	massa (kg/jam)									
ash		9.73	1.000	175	473	298	1,703.02	4.50	363.21	9,731.54

Komponen	BM
CaCO <sub>3</sub>	100
CaO	56
CO <sub>2</sub>	44
C <sub>2</sub> S	172
C <sub>3</sub> S	228
C <sub>3</sub> A	270
C <sub>4</sub> AF	486
SiO <sub>2</sub>	60
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	102
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	160
MgO	40.3
K <sub>2</sub> O	55
Na <sub>2</sub> O	62
SO <sub>3</sub>	80
impuritis	1
H <sub>2</sub> O (l)	18
H <sub>2</sub> O (g)	18
C	12
H	1
N	14
O	16
S	32
NO <sub>2</sub>	46
SO <sub>2</sub>	64

Komponen	Standard Chemical Exergy (kJ/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	16300
CaO	127300
CO <sub>2</sub>	19480
C <sub>2</sub> S	129900
C <sub>3</sub> S	40700
C <sub>3</sub> A	382600
C <sub>4</sub> AF	212200
SiO <sub>2</sub>	8200
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	200460
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	16500
MgO	59100
K <sub>2</sub> O	413100
Na <sub>2</sub> O	296200
SO <sub>3</sub>	249100
impuritis	1000
H <sub>2</sub> O (l)	900
H <sub>2</sub> O (g)	9500
C	409870
H	331300
N	720
O	233700
S	609600
NO <sub>2</sub>	55600



O <sub>2</sub>	32
N <sub>2</sub>	28

SO <sub>2</sub>	313400
O <sub>2</sub>	3970
N <sub>2</sub>	690

### 1. Eksergi pada Suspension Preheater

$$\sum Ex_{in} - \sum Ex_{out} = \sum Ex_{dest} \quad \Psi = (h - h_o) - T_o(s - s_o)$$

$$\begin{aligned} \sum [Ex_{in}] &= 983,553,948 & \text{Efisiensi Ekse} &= 0.826741 \\ & & &= 82.67408 \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 813,144,137.98 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 170,409,810.03 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.209569 \\ & & &= 20.96 \% \end{aligned}$$

### 2. Eksergi pada Rotary Kiln

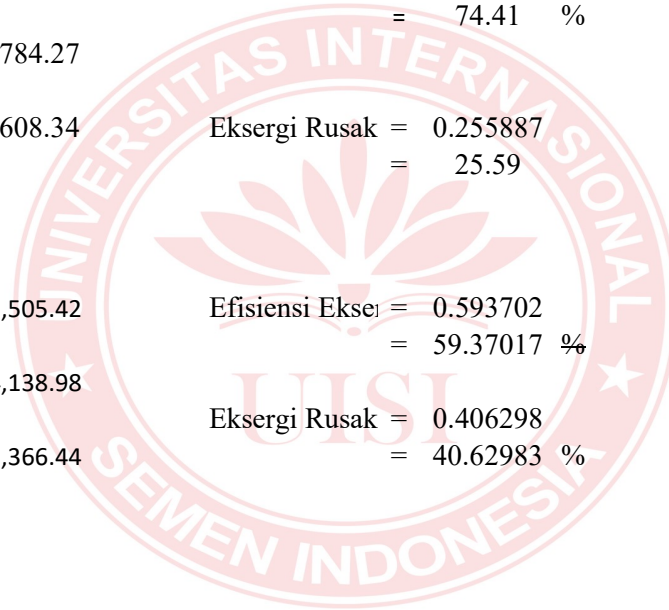
$$\begin{aligned} \sum [Ex_{in}] &= 1,629,616,164.80 & \text{Efisiensi Ekse} &= 0.403 \\ & & &= 40.30 \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 656,661,217 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 972,954,948.07 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.597045 \\ & & &= 59.70 \% \end{aligned}$$

### 3. Eksergi pada Cooler

$$\begin{aligned}\sum [Ex_{in}] &= 542,765,392.61 & \text{Efisiensi Ekse} &= 0.744113 \\ & & &= 74.41 \quad \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 403,878,784.27 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 138,886,608.34 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.255887 \\ & & &= 25.59\end{aligned}$$

### B. Eksergi pada sistem

$$\begin{aligned}\sum [Ex_{in}] &= 3,155,935,505.42 & \text{Efisiensi Ekse} &= 0.593702 \\ & & &= 59.37017 \quad \% \\ \sum [Ex_{out}] &= 1,873,684,138.98 \\ \sum [Ex_{dest}] &= 1,282,251,366.44 & \text{Eksergi Rusak} &= 0.406298 \\ & & &= 40.62983 \quad \%\end{aligned}$$





## BIOGRAFI PENULIS



**MUHAMMAD SALMAN AL FARISI** dilahirkan di Gresik, Jawa Timur pada 06 Januari 1998. Penulis merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di Madrasah Ibtidaiyah Islamiah Bulaklo, Sekolah Menengah Pertama Negeri 2 Balen, dan Sekolah Menengah Atas Negeri 1 Sumberrejo. Pada tahun 2016 penulis menempuh pendidikan S1 di Departemen Teknik Kimia Universitas Internasional Semen Indonesia. Penulis melakukan kerja praktek di PT. Indonesia Power UP Semarang, Jawa Tengah dibawah bimbingan Bapak Anni Rahmat, S.T., M.T. Penulis melakukan Pra Desain Pabrik berjudul “ Pupuk Amonium Sulfat dari *Ammonium Sulfate* dan *Asam Sulfate*” dibawah bimbingan Ibu Mala Hayati Nasution, S.T., M.T. Penulis melakukan penelitian Tugas Akhir berjudul “ Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban“ di PT. Semen Gresik (persero) Tbk, dibawah bimbingan Ibu Mala Hayati Nasution, S.T., M.T. dan Ibu Okky Putri Prastuti S.T., M.T. Penulis dapat dihubungi melalui email : [alfarisisalman36124@gmail.com](mailto:alfarisisalman36124@gmail.com) atau [muhammad.farisi16@student.uisi.ac.id](mailto:muhammad.farisi16@student.uisi.ac.id)



## BIOGRAFI PENULIS



**NURMALINDA TOYYIBA** dilahirkan di Lamongan, Jawa Timur pada 16 Juni 1998. Penulis merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di Sekolah Dasar Negeri Sidomukti, Sekolah Menengah Pertama Negeri 1 Kembangbahu, dan Sekolah Menengah Atas Negeri 2 Lamongan. Pada tahun 2016 penulis menempuh pendidikan S1 di Departemen Teknik Kimia Universitas Internasional Semen Indonesia. Penulis melakukan kerja praktek di PT. Madubaru Yogyakarta, Jawa Tengah dibawah bimbingan Ibu Yuni Kurniati, S.T., M.T. Penulis melakukan Pra Desain Pabrik berjudul “ Pupuk Amonium Sulfat dari *Ammonium Sulfate dan Asam Sulfate* ” dibawah bimbingan Ibu Mala Hayati Nasution, S.T., M.T. Penulis melakukan penelitian Tugas Akhir berjudul “ Analisis Energi dan Eksergi Pada Sistem RKC-2 PT. Semen Gresik Pabrik Tuban“ di PT. Semen Gresik (persero) Tbk,dibawah bimbingan Ibu Mala Hayati Nasution, S.T., M.T. dan Ibu Okky Putri Prastuti S.T., M.T. Penulis dapat dihubungi melalui email :

[nurmalindatoyyiba98@gmail.com](mailto:nurmalindatoyyiba98@gmail.com) atau [nurmalinda.toyyiba16@student.uisi.ac.id](mailto:nurmalinda.toyyiba16@student.uisi.ac.id)

