

BAB IX

URAIAN TUGAS KHUSUS

IX.1 Latar Belakang

Pabrik Gula Krebet Baru II memiliki beberapa tahapan dalam pembuatan gula, yaitu Penggilingan, Pemurnian, Penguapan, Pemasakan, Puteran, dan tahap Akhir. Tahap pemurnian dilakukan dengan tujuan memurnikan nira mentah agar mendapatkan nira jernih yang mengandung banyak sukrosa serta mencegah pecahnya sukrosa dan terbentuknya gula reduksi. Pada tahap pemurnian terdapat beberapa rangkaian proses, yaitu pemanasan nira mentah di Juice Heater I, penambahan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ di defekator, penambahan gas SO_2 ke sulfitator, pemanasan nira mentah tersulfitir di Juice Heater II, pemisahan nira jernih dengan endapan di clarifier, dan pemisahan blotong dengan filtrat yang terikut di rotary vacuum filter. Setiap proses tersebut memerlukan pemantauan ketat terhadap aliran bahan dan energi agar proses berjalan stabil dan efisien.

Perhitungan neraca massa dan neraca panas diperlukan untuk menilai keseimbangan bahan dan energi pada setiap unit operasi tersebut. Analisis ini membantu mengidentifikasi potensi kehilangan massa, pemborosan energi, dan peluang peningkatan efisiensi proses. Laporan PKL ini menggunakan data yang diperoleh dari PG Krebet Baru II untuk menghitung neraca massa dan neraca panas pada stasiun pemurnian. Hasil evaluasi ini diharapkan dapat memberikan informasi akurat mengenai kinerja proses, sekaligus menjadi dasar dalam upaya perbaikan dan penghematan energi di pabrik.

IX.2 Rumusan Masalah

Adapun rumusan masalah pada tugas khusus ini adalah sebagai berikut.

1. Berapa kebutuhan steam pada Juice Heater I dan Juice Heater II?
2. Berapa massa nira yang keluar pada stasiun pemurnian?
3. Bagaimana proses dalam pengolahan gula ?

IX.3 Tujuan

- a. Untuk mengetahui jumlah kebutuhan steam pada alat Juice Heater I dan Juice Heater II.

- b. Untuk mengetahui massa nira yang keluar pada stasiun pemurnian.
- c. Untuk mengetahui proses dalam pengolahan gula.

IX.4 Manfaat

Manfaat yang diharapkan dari laporan ini mencakup beberapa aspek.

- 1. Bagi Perusahaan
 - a. Memberikan solusi konkret untuk mengetahui jumlah kebutuhan steam pada stasiun pemurnian
- 2. Bagi Penulis (Mahasiswa)
 - a. Menjadi media untuk mengaplikasikan teori-teori keilmuan di bidang rekayasa proses ke dalam praktik industri nyata.
 - b. Memberikan pengalaman berharga dalam melakukan analisis teknis, identifikasi masalah, perumusan solusi, dan evaluasi kelayakan secara komprehensif.

IX.5 Dasar Teori

IX.5.1 Juice Heater Pada Stasiun Pemurnian

Juice Heater, atau yang dikenal sebagai pemanas nira, merupakan salah satu alat penting dalam proses produksi di pabrik gula. Fungsi utamanya adalah memindahkan energi panas (kalor) dari sumber panas, yaitu uap air, ke nira mentah melalui permukaan bidang pemanas. Proses transfer panas ini memungkinkan suhu nira mentah meningkat hingga mencapai tingkat tertentu yang dibutuhkan untuk proses selanjutnya, seperti pengendapan zat pengotor atau penyesuaian viskositas (Mulyadi, 2005).

Juice Heater merupakan bejana silinder yang di dalamnya terdapat sekat atau tube plat yang berbentuk tonjolan-tonjolan yang membagi ruang pemanas menjadi beberapa kompartemen dan terdapat pipa-pipa untuk melewati aliran nira. Dengan adanya sekat-sekat tersebut, nira dipaksa bersirkulasi beberapa kali dengan arah vertikal melalui badan pemanas (juice heater) (Tarigan, 2012).

Prinsip kerja Juice Heater berlandaskan Hukum Termodinamika II, yang menyatakan bahwa kalor secara alami mengalir dari benda dengan suhu lebih tinggi ke benda dengan suhu lebih rendah. Dalam konteks ini, energi panas dari

uap yang bersuhu tinggi ditransfer ke nira yang bersuhu lebih rendah melalui permukaan pipa-pipa pemanas. Transfer ini berlangsung secara kontinu, memungkinkan pengolahan nira dalam jumlah besar dalam waktu yang relatif singkat.

Struktur internal Juice Heater dirancang untuk meningkatkan efisiensi perpindahan panas. Nira mentah dialirkan melalui kompartemen-kompartemen tertentu di dalam alat ini, membentuk pola aliran bolak-balik. Ketika nira bergerak ke bawah, proses ini disebut sebagai satu "pass" aliran. Sebaliknya, ketika nira bergerak kembali ke atas, ini juga dihitung sebagai satu "pass." Dengan demikian, satu siklus lengkap aliran nira—yang mencakup aliran ke bawah dan kembali ke atas—disebut sebagai satu "sirkulasi" atau dua "pass." Desain ini memastikan bahwa nira bersirkulasi secara efisien, memungkinkan penyerapan panas secara maksimal (Iswanto, 2009).

Selain itu, penggunaan sekat-sekat atau kompartemen di dalam Juice Heater membantu memperpanjang waktu kontak antara nira dan permukaan pemanas. Hal ini tidak hanya meningkatkan transfer panas, tetapi juga memastikan homogenitas pemanasan di seluruh volume nira yang diproses. Dengan sistem ini, Juice Heater tidak hanya meningkatkan efisiensi energi tetapi juga mendukung kualitas produk akhir berupa gula yang lebih baik (Risvan, 2008).

IX.5.2 Prinsip Juice Heater

Pada proses pemanasan nira di stasiun pemurnian, digunakan alat yang disebut Juice Heater (JH), yang berfungsi sebagai alat penukar panas (heat exchanger) dengan desain shell and tube. Juice Heater memanfaatkan prinsip perpindahan panas antara nira (yang mengalir di sisi shell) dan uap panas atau steam (yang mengalir di sisi tube). Nira yang masuk ke alat ini berada dalam kondisi relatif dingin, sementara steam yang memasuki tube memiliki suhu tinggi. Interaksi ini memungkinkan terjadinya transfer panas, sehingga suhu nira meningkat secara signifikan.

Dalam struktur Juice Heater, terdapat komponen penting seperti baffle, yaitu pelat pengarah yang dirancang untuk menciptakan turbulensi pada aliran nira. Turbulensi ini meningkatkan efisiensi perpindahan panas dengan memperbesar luas permukaan kontak antara nira dan permukaan tabung pemanas. Selain itu,

baffle juga membantu mencegah terjadinya *bypass flow*, yaitu aliran nira yang melewati alat tanpa menerima panas secara optimal.

Pemanasan nira menggunakan Juice Heater memiliki beberapa tujuan utama dalam proses pemurnian gula. Salah satunya adalah untuk meningkatkan kemurnian nira dengan memisahkan kandungan gula dari kotoran non-gula yang terbawa. Pemanasan ini juga membantu mengaktifkan proses flokulasi, di mana kotoran-kotoran kecil bergabung membentuk gumpalan yang lebih besar sehingga mudah dipisahkan pada tahap pemurnian berikutnya, seperti klarifikasi atau sedimentasi.

Selain meningkatkan kemurnian, proses pemanasan juga mempersiapkan nira untuk tahapan-tahapan lanjutan dalam produksi gula, seperti pengentalan (*evaporation*) dan kristalisasi. Suhu nira yang lebih tinggi tidak hanya mempercepat reaksi kimia dalam proses pemurnian, tetapi juga membantu menurunkan viskositas nira, sehingga alirannya lebih lancar di dalam sistem. Pemanasan yang konsisten juga memastikan kualitas gula yang dihasilkan tetap optimal dan efisien dalam konsumsi energi.

Desain Juice Heater sebagai shell and tube heat exchanger memungkinkan alat ini diadaptasi untuk berbagai kapasitas dan kondisi operasi. Uap panas yang digunakan biasanya berasal dari sistem pemulihan energi di pabrik gula, seperti turbin atau boiler. Dengan demikian, Juice Heater tidak hanya mendukung efisiensi termal, tetapi juga memainkan peran penting dalam keberlanjutan proses produksi di pabrik gula. Pada PG Kribet Baru I terdapat 2 juice heater yakni juice heater I dan juice heater II yang berfungsi sebagai berikut :

1. Juice Heater I

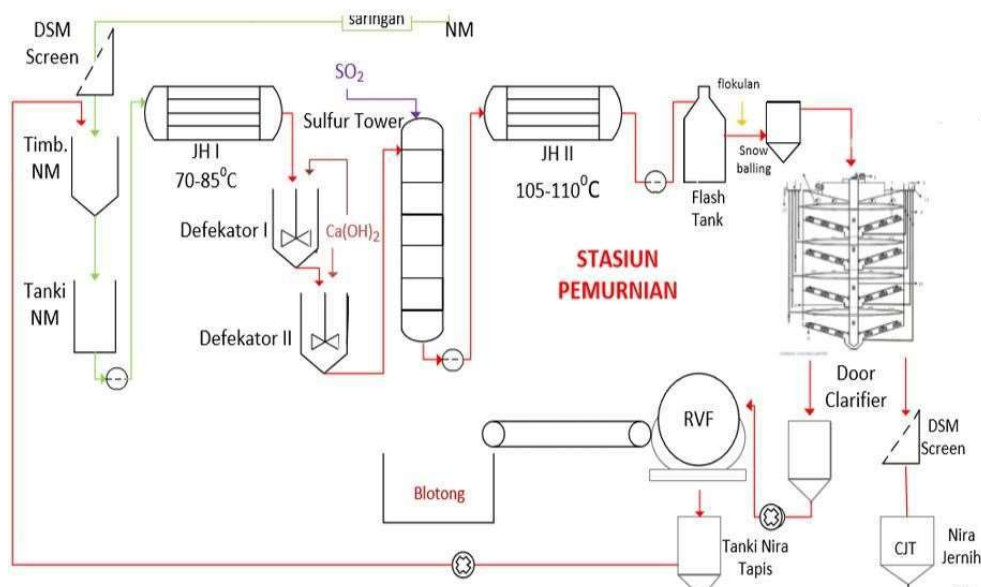
Juice heater I merupakan suatu bejana pemanas yang digunakan untuk memanaskan nira hingga suhu 75-80°C yang bertujuan untuk mematikan dan menghambat perkembangan mikroba dan jasad renik serta mempercepat reaksi susu kapur dengan nira mentah. Panas yang digunakan pada JH I dan II adalah uap bekas (uap bleeding) badan penguapan I. Uap nira dari BP I digunakan karena memiliki suhu dan tekanan operasi yang mudah dikendalikan.

2. Juice Heater II

Juice heater II adalah bejana pemanas yang digunakan untuk memanaskan nira hingga suhu 100-105°C. Adapun tujuan pemanasan ini adalah:

1. Memperbaiki reaksi penggaraman terutama penggaraman phosphate.
- $$2\text{H}_2\text{PO}_4 + 3\text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 + 6\text{H}_2\text{O}$$
2. Menyempurnakan dan mempercepat reaksi antara ion calcium dan ion sulfit pada proses defeasi serta sulfitasi.
 3. Menekan kelarutan kapur yang tersisa pada nira tersulfitir.
 4. Menurunkan viskositas nira untuk memudahkan pengendapan di clarifier.

IX.5.3 Proses Pemurnian Nira



Gambar IX. 1 Flowsheet stasiun pemurnian

Menurut Honig, tebu terdiri dari berbagai komponen, termasuk sukrosa, glukosa, fruktosa, gula invert, pati, serat, pektin, asam organik, lilin, pigmen warna (seperti klorofil, xantofil, dan karoten), zat nitrogen, serta mineral abu yang mengandung elemen seperti kalium (K), natrium (Na), kalsium (Ca), magnesium (Mg), fosfor (P), belerang (S), klor (Cl), dan silika (SiO₂). Ketika tebu diproses di stasiun gilingan, nira mentah yang dihasilkan tidak hanya mengandung gula, tetapi juga berbagai kotoran dan komponen lain yang terbawa dari tebu selama proses pemerahan. Secara umum, nira mentah tersusun atas empat komponen utama:

1. Air, yang menjadi mayoritas penyusun nira;
2. Brix, yaitu kandungan zat terlarut dalam nira;
3. Pol, yang merepresentasikan kandungan gula atau sukrosa;

4. Bukan gula, yaitu berbagai kotoran organik maupun anorganik.

Komponen bukan gula ini meliputi partikel padat, senyawa terlarut, dan senyawa melayang yang sebagian besar tidak diinginkan dalam proses produksi gula. Oleh karena itu, komponen tersebut perlu dihilangkan melalui proses pemurnian nira. Pemurnian bertujuan untuk memisahkan kotoran, koloid, dan unsur-unsur bukan gula sebanyak mungkin tanpa menyebabkan kehilangan atau kerusakan sukrosa yang terkandung dalam nira. Hasil akhir yang diharapkan dari proses ini adalah nira jernih yang berkualitas baik sebagai bahan baku gula.

Proses pemurnian nira melibatkan penghilangan senyawa organik dan anorganik dengan berbagai teknik. Meskipun demikian, tidak semua kotoran dapat dihilangkan secara sempurna, terutama yang berbentuk senyawa terlarut atau partikel melayang. Dalam pelaksanaannya, penting untuk menjaga agar tiga faktor utama, yaitu suhu, pH, dan waktu, tetap terkendali untuk menghindari kerusakan gula. Ketiganya tidak boleh berada dalam kondisi ekstrem secara bersamaan, karena dapat mempercepat terurainya sukrosa menjadi monosakarida, yang justru mengurangi hasil akhir gula. Pemurnian yang efektif memerlukan perhatian penuh pada keseimbangan antara efisiensi penghilangan kotoran dan perlindungan terhadap kandungan gula.

Nira yang telah diperah pada stasiun gilingan dipompa menuju stasiun pemurnian. Tujuan dari stasiun pemurnian adalah untuk memisahkan kotoran-kotoran non gula yang terkandung dalam nira mentah, sehingga diperoleh nira bersih yang dinamakan nira encer dengan prinsip pengendapan. Nira yang telah disaring di rotary screen dan DSM screen kemudian dialirkan ke tangki nira mentah. Selanjutnya nira menuju pemanas pendahuluan I dengan suhu 75-80°C. Pemanas ini bertujuan untuk mematikan jasad renik (mikroba) atau bakteri patogen. Nira dari pemanas pendahuluan I akan masuk SO₂ tower, proses ini bertujuan untuk mencerahkan warna nira menggunakan gas SO₂ dengan absorpsi. Nira yang terdapat dalam alat ini akan bergerak dari atas menuju ke bawah alat dengan melewati sekat-sekat saringan yang disusun secara bertingkat, sehingga nira yang mengalir ke bawah dapat terabsorpsi sempurna oleh gas SO₂ dan nira ditampung di tangki sulfitasi. Nira yang dibawa ke atas disaring juice catcher sedangkan gas SO₂ dibuang ke udara.

Selanjutnya nira akan masuk ke pemanas pendahuluan II, pada mesin ini nira dipanaskan sampai suhu 100-105°C. Tujuan dari pemanasan ini adalah untuk menurunkan kelarutan garam-garam, menurunkan viskositas, serta mempercepat proses pengendapan. Kemudian nira akan masuk ke flocculant tank, di dalam flocculant tank nira diberi zat flocculant. Fungsi zat flocculant ialah untuk menangkap kotoran-kotoran yang masih melekat pada nira. Berikutnya nira akan masuk tangki pengendapan (clarifier), nira kotor akan mengendap, sedangkan nira encer akan berada diatas. Nira encer hasil pemisahan disaring pada DSM screen, dengan tujuan untuk menyaring kotoran-kotoran halus yang masih terkandung dalam nira jernih. Nira encer akan masuk mesin pemanas pendahuluan III untuk dipanaskan dengan suhu 105-108°C. Tujuan dari pemanasan tersebut untuk mendekati titik didih nira sehingga dapat mempercepat proses penguapan.

Nira encer yang dihasilkan selanjutnya menuju proses penguapan, sedangkan nira kotor akan masuk mixer bagacillo dengan tujuan untuk untuk menekan kandungan guladinira kotor dan mempertebal kualitas dari blotong (limbah tebu). Didalam mixer bagacillo akan terjadi pencampuran nira kotor dengan bagacillo (ampas halus). Selanjutnya akan masuk kedalam Rotary Vacum Filter (RVF). Prinsip kerja dari alat ini ialah dengan cara menghisap. Pada alat ini ditambahkan air untuk melarutkan nira yang masih terdapat pada nira kotor, sehingga dihasilkan nira tapis dan blotong.

Transfer panas pada juice heater dipengaruhi beberapa faktor yaitu:

1. Koefisien perpindahan panas, terdiri dari:

Pemanas yang meliputi setum, permukaan pipa, adanya air embun, gas tidak terembunkan, dan kerak; logam pipa meliputi bahan pipa yang digunakan; nira meliputi kecepatan aliran nira, pengaturan tekanan, sifat nira (panas jenis) dan adanya kerak

2. Luas bidang pemanas

Luas bidang pemanas adalah luas suatu bidang penghantar panas terhadap suatu cairan yang bersentuhan langsung dengan bidang tersebut. Pada juice heater luas bidang pemanasnya adalah luas permukaan dalam pipa nira (tube) juice heater dikalikan jumlah pipa nira dalam satu badan juice heater

3. Selisih suhu antara pemanas dengan bahan yang dipanaskan Yaitu selisih suhu (ΔT) antara bahan pemanas (uap) dengan bahan yang akan dipanaskan (nira). Hal yang dapat menghambat proses transfer panas pada operasional juice heater yaitu terjadinya pengerakan baik disisi nira maupun disisi pemanas dan pengeluaran air kondensat yang tidak lancar. Selain itu, adanya gelembung-gelembung gas pada nira yang mengakibatkan transfer panas terganggu.

IX.6 Hasil dan Pembahasan

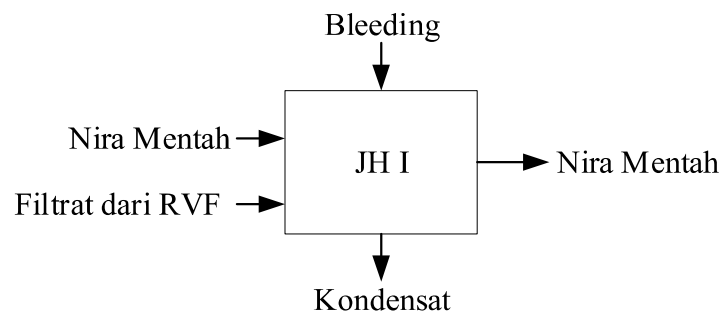
IX.6.1 Pengambilan Data

Waktu giling	= 22 jam/hari	
Kapasitas giling	= 6000 ton/hari	
	$= \frac{6000 \frac{\text{ton}}{\text{hari}}}{22 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}$	
	= 272,7273 ton/jam	
Nira Mentah awal	= 285,4840 ton/jam	
Filtrat dari Rotary Vacuum Filter	= 15% Tebu	(Asumsi, standard)
T bleeding untuk JH I	= 102°C	
T bleeding untuk JH II	= 110°C	
T feed in untuk JH I	= 35°C	
T feed out untuk JH I	= 75°C	
T feed in untuk JH II	= 75°C	
T feed out untuk JH II	= 105°C	
Panas Spesifik Nira (overall) (cp)	= 0,9 kcal/kg.°C	(Hugot p.450)
Efisiensi pemanasan JH (μ)	= 0,97	(Hugot p.544)
Latent Heat pada 102°C (λ)	= 537,6 kcal/kg	(Hugot p.1036)
Latent Heat pada 110°C (λ)	= 532,4 kcal/kg	(Hugot p.1036)
Sensible Heat pada 102°C (λ)	= 102 kcal/kg	(Hugot p.1036)
Sensible Heat pada 110°C (λ)	= 110,1 kcal/kg	(Hugot p.1036)
Pemakaian CaO	= 1,2 kg CaO/ton tebu	(Asumsi, standard)
Kemurnian CaO	= 90%	(Asumsi, standard)
Kekentalan Lar. Ca(OH) ₂	= 7°Baume	(Asumsi, standard)
Konsentrasi CaO dalam Lar. Ca(OH) ₂	= 65 gr CaO/Liter	(Peter Rein p.226)

Densitas Lar. $\text{Ca}(\text{OH})_2$	= 1051 kg/m ³	(Peter ReinRein p.226)
Pemakaian Belerang (S)	= 0,55 kg S/ton tebu	(Asumsi, standard)
Kemurnian Belerang (S)	= 99,8%	(Asumsi, standard)
Efisiensi Sulfitator	= 95%	(Asumsi, efisiensi SO_2 terserap nira)
Pemberian Air Siraman	= 2% tebu	(Asumsi, standard)
Pemberian Bagassilo	= 7 kg/ton tebu	(Asumsi, standard)
% Zat kering ampas	= 49,27%	
% HK ampas	= 60%	
% Pol ampas	= 1,4%	
% Brix nira mentah	= 11,21%	
% HK nira mentah	= 78%	
Non Sugar Removal	= 13%	(Asumsi, standard)
Faktor Koreksi Kotoran	= 0,2%	(Asumsi, standard)
Faktor Kapur	= 1,8	(Asumsi, standard)
% Zat kering blotong	= 40%	

IX.6.2 Perhitungan Neraca Massa

A. Juice Heater I



Gambar IX. 2 Aliran massa Juice Heater I

Nira Mentah (masuk=keluar) ($m_{nm,in}$) = 285,4840 ton/jam

Filtrat dari Rotary Vacuum Filter (m_f) = 15% Tebu (Asumsi, standard)

$$= 15\% \times 272,7273 \text{ ton/jam}$$

$$= 40,9091 \text{ ton/jam}$$

Nira Mentah (keluar) ($m_{nm,out}$)

$$= m_{nm,in} + m_f$$

$$= 285,4840 \text{ ton/jam} + 40,9091 \text{ ton/jam}$$

$$= 326,3931 \text{ ton/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas Spesifik Nira (overall) (cp)} &= 0,9 \text{ kcal/kg.}^{\circ}\text{C} && (\text{Asumsi, Hugot p.450}) \\ &= 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi pemanasan JH } (\mu) = 0,97 \quad (\text{Asumsi, Hugot p.544})$$

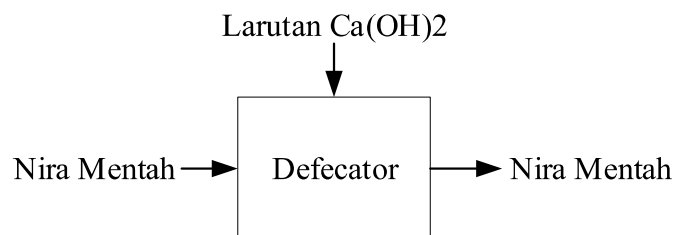
$$\begin{aligned}\text{Latent Heat pada } 102^{\circ}\text{C } (\lambda) &= 537,6 \text{ kcal/kg} && (\text{Asumsi, Hugot p.1036}) \\ &= 537600 \text{ kcal/ton}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Bleeding = kondensat (m}_s) &= \frac{(m_{nm,in} + m_f) \times cp \times \Delta T}{\lambda \times \eta} \\ &= \frac{\left(285,4840 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} + 40,9091 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}\right) \times 900 \frac{\text{kcal}}{\text{ton}^{\circ}\text{C}} \times (75^{\circ}\text{C} - 35^{\circ}\text{C})}{537600 \frac{\text{kcal}}{\text{ton}} \times 0,97} \\ &= 22,5327 \text{ ton/jam}\end{aligned}$$

Tabel IX. 1 Neraca massa Juice Heater I

Neraca Massa Juice Heater I			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Nira Mentah	285,4840	Nira Mentah	326,3931
Filtrat	40,9091	Kondensat	22,5327
Bleeding	22,5327		
Total	348,9258	Total	348,9258

B. Defekator



Gambar IX. 3 Aliran massa Defekator

$$\begin{aligned}\text{Nira mentah (masuk) (m}_{nm,in}) &= \text{Nira mentah (keluar JH I)} \\ &= 326,3931 \text{ ton/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Pemakaian CaO} = 1,2 \text{ kg CaO/ton tebu} \quad (\text{Asumsi, standard})$$

$$\text{Kemurnian CaO pada batu tohor} = 90\% \quad (\text{Asumsi, standard})$$

$$\text{Kebutuhan CaO (m}_{CaO}) = \frac{\text{Pemakaian CaO} \times \text{Kapasitas Giling}}{\text{Kemurnian CaO pada batu tohor}}$$

$$= \frac{1,2 \frac{\text{kg CaO}}{\text{ton}} \times 272,7273 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{90\%}$$

$$= 0,3636 \text{ ton/jam}$$

Konsentrasi CaO dalam Lar. Ca(OH)_2 (C_{CaO}) = 65 gr CaO/L (Peter Rein p.226)

$$= 0,000065 \text{ ton CaO/L}$$

$$\text{Flowrate Lar. } \text{Ca(OH)}_2 \text{ (} Q_{\text{Ca(OH)}_2} \text{)} = \frac{m_{\text{CaO}}}{C_{\text{CaO}}}$$

$$= \frac{0,3636 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{0,000065 \frac{\text{ton}}{\text{L}}}$$

$$= 5594,4056 \text{ L/jam}$$

$$= 5,5944 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Densitas Lar. Ca(OH)_2 ($\rho_{\text{Ca(OH)}_2}$) = 1051 kg/m³ (Peter Rein p.226)

$$= 1,051 \text{ ton/m}^3$$

$$\text{Lar. } \text{Ca(OH)}_2 \text{ (} m_{\text{Ca(OH)}_2} \text{)} = Q_{\text{Ca(OH)}_2} \times \rho_{\text{Ca(OH)}_2}$$

$$= 5,5944 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,051 \text{ ton/m}^3$$

$$= 5,8797 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Nira mentah (keluar) (} m_{\text{nm,out}} \text{)} = m_{\text{nm,in}} + m_{\text{Ca(OH)}_2}$$

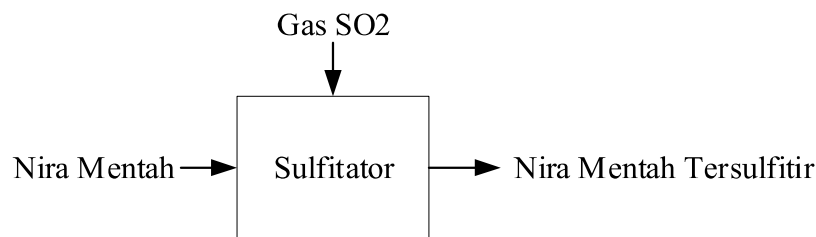
$$= 326,3931 \text{ ton/jam} + 5,8797 \text{ ton/jam}$$

$$= 332,2729 \text{ ton/jam}$$

Tabel IX. 2 Neraca massa Defekator

Tabel IX.2 Neraca Massa Defekator			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Nira Mentah	326,3931	Nira Mentah	332,2729
Larutan Ca(OH)_2	5,8797		
Total	332,2729	Total	332,2729

C. Sulfitator



Gambar IX. 4 Aliran massa Sulfitor

Nira Mentah (masuk) (m_{nm}) = Nira Mentah (keluar Defekator)
= 332,2729 ton/jam

Pemakaian belerang (S) = 0,55 kg S/ton tebu (Asumsi, standard)
= 0,00055 ton S/ton tebu

Kemurnian belerang (S) = 99,8% (Asumsi, standard)

Efisiensi Sulfitor (η) = 95% (Asumsi, efisiensi SO_2 terserap nira)

Kebutuhan belerang (S) (m_s) = $\frac{\text{Pemakaian S} \times \text{Kapasitas Giling}}{\text{Kemurnian S} \times \eta}$
= $\frac{0,00055 \frac{\text{ton S}}{\text{ton}} \times 272,7273 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{99,8\% \times 95\%}$
= 0,1582 ton/jam

Mr S = 32 ton/tonmol (Green, D. W.)

Mr O_2 = 32 ton/tonmol (Green, D. W.)

Mr SO_2 = 64 ton/tonmol (Green, D. W.)

	$S_{(g)}$	+	$O_{2(g)}$	→	$SO_{2(g)}$
m :	0,0049		0,0049		0,0000
r :	0,0049		0,0049	-	0,0049 +
S :	0,0000		0,0000		0,0049

Gas SO_2 terbentuk = $s_{SO_2} \times Mr_{SO_2}$
= 0,0049 tonmol/jam $\times$ 64 ton/tonmol
= 0,3164 ton/jam

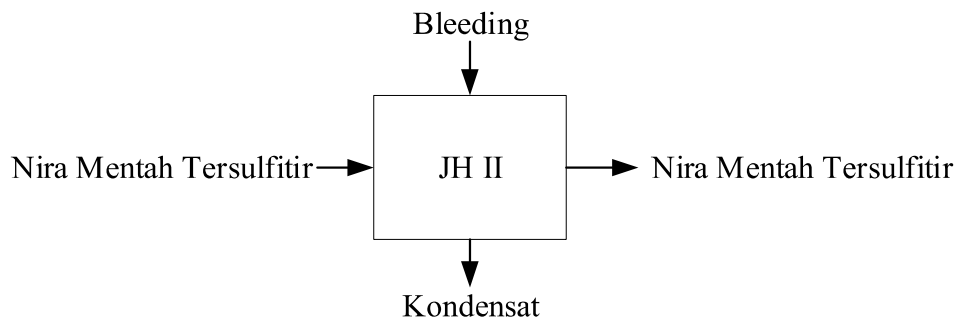
Gas SO_2 terserap nira (masuk) (m_{SO_2}) = Gas SO_2 terbentuk $\times \eta$
= 0,3164 ton/jam $\times$ 95%
= 0,3006 ton/jam

Nira mentah tersulfitor (m_{nms}) = $m_{nm} + m_{SO_2}$
= 332,2729 ton/jam + 0,3006 ton/jam
= 332,5735 ton/jam

Tabel IX. 3 Neraca massa Sulfitator

Neraca Massa Sulfitator			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Nira Mentah	332,2729	Nira Mentah Tersulfitir	332,5735
Gas SO ₂	0,3006		
Total	332,5735	Total	332,5735

D. Juice Heater II



Gambar IX. 5 Aliran massa Juice Heater II

Nira mentah tersulfitir (masuk=keluar) (m_{nms}) = NM tersulfitir (keluar Sulfitator)

$$= 332,5735 \text{ ton/jam}$$

Panas Spesifik Nira (overall) (cp) = 0,9 kcal/kg.°C (Asumsi, Hugot p.450)

$$= 900 \text{ kcal/ton.°C}$$

Efisiensi pemanasan JH (μ) = 0,97 (Asumsi, Hugot p.544)

Latent Heat pada 110°C (λ) = 532,4 kcal/kg (Asumsi, Hugot p.1036)

$$= 532400 \text{ kcal/ton}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bleeding} = \text{kondensat} (m_s) &= \frac{(m_{nms}) \times cp \times \Delta T}{\lambda \times \eta} \\ &= \frac{\left(332,5735 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \right) \times 900 \frac{\text{kcal}}{\text{ton}^\circ\text{C}} \times (105^\circ\text{C} - 75^\circ\text{C})}{532400 \frac{\text{kcal}}{\text{ton}} \times 0,97} \\ &= 17,3877 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

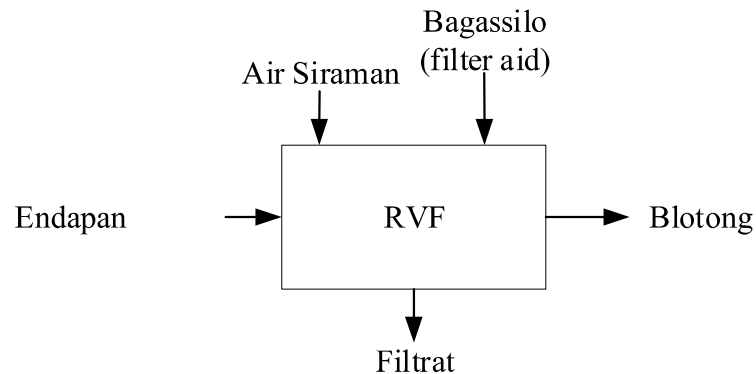
Tabel IX. 4 Neraca massa Juice Heater II

Neraca Massa Juice Heater II



Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Nira Mentah Tersulfitir	332,5735	Nira Mentah Tersulfitir	332,5735
Bleeding	17,3877	Kondensat	17,3877
Total	349,9611	Total	349,9611

E. Rotary Vacuum Filter



Gambar IX. 6 Aliran massa Rotary Vacuum Filter

Pemberian Air Siraman = 2% tebu (Asumsi, standard)

Air Siraman (masuk) (m_{as}) = $2\% \times \text{Kapasitas Giling}$
 $= 2\% \times 272,7273 \text{ ton/jam}$
 $= 5,4545 \text{ ton/jam}$

Pemberian Bagassilo = 7 kg/ton tebu (Asumsi, standard)
 $= 0,007 \text{ ton/ton tebu}$

Bagassilo (masuk) (m_{bg}) = Pemberian Bagassilo $\times$ Kapasitas Giling
 $= 0,007 \times 272,7273 \text{ ton/jam}$
 $= 1,9091 \text{ ton/jam}$

% Zat kering ampas = 49,27%

% HK ampas = 60%

% Pol ampas = 1,4%

$$\begin{aligned} \text{\% Sabut (fibre) ampas} &= \left(\text{\% Zat kering ampas} - \left(\frac{\text{\% Pol ampas}}{\text{\% HK ampas}} \right) \right) \times 100\% \\ &= \left(49,27\% - \left(\frac{1,4\%}{60\%} \right) \right) \times 100\% \\ &= 46,9367\% \end{aligned}$$

Berat Bagassilo dalam blotong = $\text{\% Sabut} \times m_{bg}$
 $= 46,9367\% \times 1,9091 \text{ ton/jam}$
 $= 0,8961 \text{ ton/jam}$

% Brix nira mentah = 11,21%

% HK nira mentah = 78%

% Pol nira mentah = $\text{\% Brix} \times \text{\% Pol}$

$$\begin{aligned} &= 11,21\% \times 78\% \\ &= 8,7438\% \\ \text{Nira Mentah awal} &= 285,4840 \text{ ton/jam} \\ \text{(Berat) Brix nira mentah} &= \% \text{ Brix} \times \text{Nira mentah awal} \\ &= 11,21\% \times 285,4840 \text{ ton/jam} \\ &= 32,0028 \text{ ton/jam} \\ \text{(Berat) Pol nira mentah} &= \% \text{ Pol} \times \text{Nira mentah awal} \\ &= 78\% \times 285,4840 \text{ ton/jam} \\ &= 24,9622 \text{ ton/jam} \\ \% \text{ Non Sugar Removal} &= 13\% \quad (\text{Asumsi, standard}) \\ \text{(Berat) Non Sugar Removal} &= \% \text{ Non Sugar} \times (\text{Brix} - \text{Pol}) \\ &= 13\% \times (32,0028 - 24,9622) \text{ ton/jam} \\ &= 0,9153 \text{ ton/jam} \\ \text{Faktor Koreksi Kotoran} &= 0,2\% \quad (\text{Asumsi, standard}) \\ \text{(Berat) Kotoran nira mentah} &= \text{Faktor Koreksi Kotoran} \times \text{Nira mentah awal} \\ &= 0,2\% \times 285,4840 \text{ ton/jam} \\ &= 0,571 \text{ ton/jam} \\ \text{Kebutuhan CaO (dari Defekator)} &= 0,3636 \text{ ton/jam} \\ \text{Faktor Kapur} &= 1,8 \quad (\text{Asumsi, standard}) \\ \text{Endapan CaO} &= \text{Kebutuhan CaO} \times \text{Faktor kapur} \\ &= 0,3636 \text{ ton/jam} \times 1,8 \\ &= 0,6545 \text{ ton/jam} \\ \text{Zat Kering Blotong} &= \text{Bagassilo blotong} + \text{Non Sugar} + \text{Kotoran} + \text{Endapan CaO} \\ &= (0,8961 + 0,9153 + 0,571 + 0,6545) \text{ ton/jam} \\ &= 3,0369 \text{ ton/jam} \\ \% \text{ Zat kering blotong} &= 40\% \\ \text{Blotong (keluar) (m}_b\text{)} &= \frac{\text{Zat kering blotong}}{\% \text{Zat kering blotong}} \\ &= \frac{3,0369 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}}{40\%} \\ &= 7,5921 \text{ ton/jam} \\ \text{Filtrat (keluar) (m}_f\text{)} &= \text{Filtrat masuk JH I} = 40,9091 \text{ ton/jam} \\ \text{Endapan (masuk) (m}_e\text{)} &= m_f + m_b - m_{as} - m_{bg} \end{aligned}$$

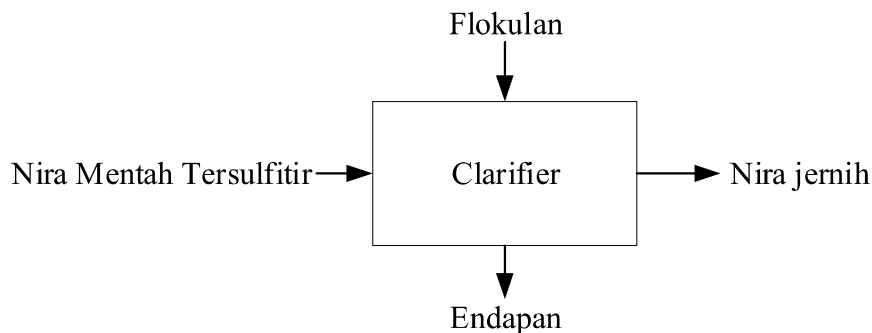
$$= (40,9091 + 7,5921 - 5,4545 - 1,9091) \text{ ton/jam}$$

$$= 41,1376 \text{ ton/jam}$$

Tabel IX. 5 Neraca massa Rotary Vacuum Filter

Neraca Massa Rotary Vacuum Filter			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Endapan	41,1376	Filtrat	40,9091
Air Siraman	5,4545	Blotong	7,5921
Bagassilo	1,9091		
Total	48,5012	Total	48,5012

F. Clarifier



Gambar IX. 7 Aliran massa Clarifier

Nira mentah tersulfiter (masuk) (m_{nms}) = Nira mentah tersulfiter (keluar JH II)

$$= 332,5735 \text{ ton/jam}$$

Pemakaian flokulan = 3 ppm (mg/kg) (Asumsi, standard)

$$= 3000 \text{ mg/ton nira mentah}$$

$$= 0,003 \text{ kg/ton nira mentah}$$

Konsentrasi larutan flokulan = 0,25 g flokulan/kg lar (Peter Rein, p. 239)

$$= 0,00025 \text{ kg flokulan/kg lar}$$

Kebutuhan flokulan dilarutkan = Pemakaian flokulan $\times$ Kapasitas giling

$$= 0,003 \text{ mg/ton} \times 272,7273 \text{ ton/jam}$$

$$= 0,8182 \text{ kg/jam}$$

Larutan flokulan (masuk) (m_f) = $\frac{\text{Kebutuhan flokulan dilarutkan}}{\text{Konsentrasi}}$

$$= \frac{0,8182 \frac{\text{kg flokulan}}{\text{jam}}}{0,00025 \frac{\text{kg flokulan}}{\text{kg}}}$$

$$= 3,2727 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Endapan (keluar) (m}_e\text{)} = \text{Endapan (masuk Rotary Vacuum Filter)}$$

$$= 41,1376 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Nira Jernih (keluar) (m}_{nj}\text{)} = m_{nms} + m_f - m_e$$

$$= (332,5735 + 3,2727 - 41,1376) \text{ ton/jam}$$

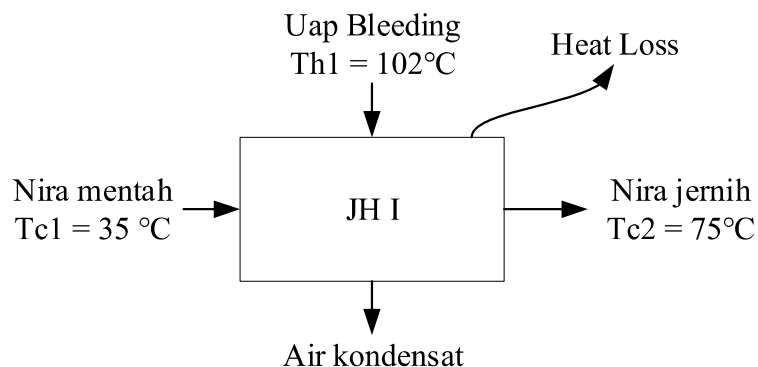
$$= 294,7086 \text{ ton/jam}$$

Tabel IX. 6 Neraca massa Clarifier

Neraca Massa Clarifier			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (ton/jam)	Komponen	Laju Alir (ton/jam)
Nira mentah tersulfir	332,5735	Endapan	41,1376
Flokulan	3,2727	Nira jernih	294,7086
Total	335,8462	Total	335,8462

IX.6.3 Perhitungan Neraca Panas

A. Juice Heater I



Gambar IX. 8 Aliran panas Juice Heater I

$$\text{Panas Spesifik Nira (overall) (cp)} = 0,9 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C} \quad (\text{Asumsi, Hugot p.450})$$

$$= 900 \text{ kcal/ton.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Nira mentah (masuk=keluar) (m}_{nm}\text{)} = 326,3931 \text{ ton/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi nira mentah (masuk)} (H_{nm,in}) &= m_{nm} \times cp \times T_{c1} \\
 &= 326,3931 \text{ ton/jam} \times 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C} \times 35^{\circ}\text{C} \\
 &= 10281383,8393 \text{ kcal/jam} \\
 \text{Entalpi nira mentah (keluar)} (H_{nm,out}) &= m_{nm} \times cp \times T_{c2} \\
 &= 326,3931 \text{ ton/jam} \times 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C} \times 75^{\circ}\text{C} \\
 &= 22031536,7985 \text{ kcal/jam} \\
 \text{Latent Heat pada } 102^{\circ}\text{C} (r) &= 537,6 \text{ kcal/kg} & (\text{Hugot p.1036}) \\
 &= 537600 \text{ kcal/ton} \\
 \text{Sensible Heat pada } 102^{\circ}\text{C} (q) &= 102 \text{ kcal/kg} & (\text{Hugot p.1036}) \\
 &= 102000 \text{ kcal/ton} \\
 \text{Total Heat pada } 102^{\circ}\text{C} (\lambda) &= r + q \\
 &= (537600 + 102000) \text{ kcal/ton} \\
 &= 639600 \text{ kcal/ton} \\
 \text{Bleeding = Kondensat } (m_b) &= 22,5327 \text{ ton/jam} \\
 \text{Entalpi bleeding (masuk)} (H_b) &= m_b \times \lambda \\
 &= 22,5327 \text{ ton/jam} \times 639600 \text{ kcal/ton} \\
 &= 14411411891,4011 \text{ kcal/jam} \\
 \text{Entalpi kondensat (keluar)} (H_k) &= m_b \times q \\
 &= 22,5327 \text{ ton/jam} \times 102000 \text{ kcal/ton} \\
 &= 277715,9814 \text{ kcal/jam} \\
 \text{Entalpi loss (keluar)} (H_l) &= H_{nm,in} + H_b - H_{nm,out} - H_k \\
 &= (10281383,8393 + 14411411891,4011 - 22031536,7985 - 277715,9814) \text{ kcal/jam} \\
 &= 363406,7926 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

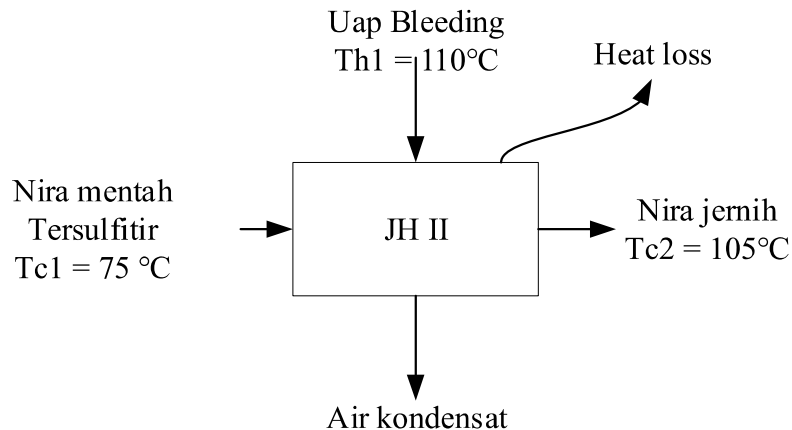
Tabel IX. 7 Neraca panas Juice Heater I

Neraca Panas Juice Heater I			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (kcal/jam)	Komponen	Laju Alir (kcal/jam)
Nira mentah	10281383,8393	Nira mentah	22031536,7985
Bleeding	14411411891,401	Kondensat	277715,9814
		Loss	363406,7926



Total	24693275,2403	Total	24693275,2403
-------	---------------	-------	---------------

B. Juice Heater II



Gambar IX. 9 Aliran panas Juice Heater II

Panas Spesifik Nira (overall) (cp) = 0,9 kcal/kg.°C (Asumsi, Hugot p.450)

$$= 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C}$$

Nira mentah tersulfitir (masuk=keluar) (m_{nm}) = 332,5735 ton/jam

Entalpi nira mentah tersulfitir (masuk) ($H_{nm,in}$) = $m_{nms} \times cp \times T_{c1}$

$$= 332,5735 \text{ ton/jam} \times 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C} \times 75^{\circ}\text{C}$$

$$= 22448708,4985 \text{ kcal/jam}$$

Entalpi nira mentah (keluar) ($H_{nm,out}$) = $m_{nm} \times cp \times T_{c2}$

$$= 332,5735 \text{ ton/jam} \times 900 \text{ kcal/ton.}^{\circ}\text{C} \times 105^{\circ}\text{C}$$

$$= 31428191,8979 \text{ kcal/jam}$$

Latent Heat pada 110°C (r) = 532,4 kcal/kg (Hugot p.1036)

$$= 532400 \text{ kcal/ton}$$

Sensible Heat pada 110°C (q) = 110,1 kcal/kg (Hugot p.1036)

$$= 110100 \text{ kcal/ton}$$

Total Heat pada 110°C (λ)

$$= r + q$$

$$= (532400 + 110100) \text{ kcal/ton}$$

$$= 642500 \text{ kcal/ton}$$

Bleeding = Kondensat (m_b) = 17,3876 ton/jam

Entalpi bleeding (masuk) (H_b) = $m_b \times \lambda$

$$= 17,3876 \text{ ton/jam} \times 642500 \text{ kcal/ton}$$

$$= 11171582,6487 \text{ kcal/jam}$$

Entalpi kondensat (keluar) (H_k) = $m_b \times q$

$$= 17,3876 \text{ ton/jam} \times 110100 \text{ kcal/ton}$$

$$= 1914383,2679 \text{ kcal/jam}$$

$$\text{Entalpi loss (keluar) (H}_i\text{)} = H_{nm,in} + H_b - H_{nm,out} - H_k$$

$$=(22448708,4985+11171582,6487- 31428191,8979- 1914383,2679) \text{ kcal/jam}$$

$$= 277715,9814 \text{ kcal/jam}$$

Tabel IX. 8 Neraca panas Juice Heater II

Neraca Panas Juice Heater II			
Masuk		Keluar	
Komponen	Laju Alir (kcal/jam)	Komponen	Laju Alir (kcal/jam)
Nira mentah	22448708,4985	Nira mentah	31428191,8979
Bleeding	11171582,6487	Kondensat	1914383,2679
		Loss	277715,9814
Total	33620291,1472	Total	33620291,1472