

LAPORAN PENELITIAN PROYEK AKHIR
STUDI KASUS SISTEM PENGELOLAAN SIKLUS AIR
DALAM UPAYA MENCAPAI *CLOSED LOOP WATER SYSTEM*
PADA PG PAGOTTAN DENGAN KAPASITAS 3300 TCD



Oleh :
Yogi Prasetyo
19.01.039

PROGRAM STUDI TEKNOLOGI KIMIA
POLITEKNIK LPP YOGYAKARTA
YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PENGESAHAN

**LAPORAN PENELITIAN PROYEK AKHIR
STUDI KASUS SISTEM PENGELOLAAN SIKLUS AIR
DALAM UPAYA MENCAPAI *CLOSED LOOP WATER SYSTEM*
PADA PG PAGOTTAN DENGAN KAPASITAS 3300 TCD**

Disusun oleh:

Nama : Yogi Prasetyo
NIM : 19.01.039
Program Studi : Teknologi Kimia

Telah diperiksa dan disetujui,
Yogyakarta, September 2022

Dosen Pembimbing



Ir. Kunthi Widhyasih, S.T.,M.Eng.,IPM
NIDN. 0529098203

Dosen Penguji I



Ir. Fathur Rahman R., S.T,M.Eng
NIDN. 0514088001

Dosen Penguji II



Rifa'i Rahman S., S.S.I,M.Sc
NIDN. 0504128304

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknologi Kimia



Ir. Kunthi Widhyasih, S.T.,M.Eng.,IPM
NIDN. 0529098203

LEMBAR PERNYATAAN

Yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Yogi Prasetyo

NIM : 19.01.039

Program Studi : D III-Teknologi Kimia

Judul Proyek Akhir : Studi Kasus Sistem Pengelolaan Siklus Air Dalam Upaya Mencapai *Closed Loop Water System* Pada PG Pagottan Dengan Kapasitas 3300 TCD

Dengan ini menyatakan bahwa hasil penulisan Laporan Penelitian Proyek Akhir yang telah saya buat ini merupakan hasil karya yang benar keasliannya. Apabila ternyata dikemudian hari penulisan Laporan Penelitian Proyek Akhir ini merupakan hasil plagiat atau penjiplakan dari karya orang lain, maka saya bersedia mempertanggungjawabkan sekaligus bersedia menerima sanksi berdasarkan aturan tata tertib di Politeknik LPP Yogyakarta.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari pihak manapun.

Penulis,



(Yogi Prasetyo)

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERNYATAAN	iii
DAFTAR ISI.....	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL.....	vii
DAFTAR LAMPIRAN.....	viii
KATA PENGANTAR	ix
ABSTRAK	xi
BAB I PENDAHULUAN	1
A. Latar Belakang	1
B. Rumusan Masalah	2
C. Tujuan Penelitian	2
D. Keaslian Penelitian.....	2
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	4
A. Sirkulasi Air (<i>Water Balance</i>) di Pabrik Gula	4
B. Sistem Sirkulasi Tertutup (<i>Closed Loop System</i>).....	5
C. Sistem <i>Closed Loop</i> di Pabrik Gula	7
D. Landasan Teori.....	8
BAB III METODOLOGI.....	16
A. Langkah-langkah Pengerjaan Tugas Akhir.....	16
B. Jadwal Pengerjaan.....	18
BAB IV HASIL PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN	19
A. Data Perhitungan.....	19
B. Hasil Perhitungan.....	21
C. Pembahasan.....	36
BAB V PENUTUP.....	42
A. Kesimpulan	42
B. Saran.....	43

DAFTAR PUSTAKA	44
LAMPIRAN.....	45

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. Komposisi Tebu (Sumber: Rein, 2007)	4
Gambar 2. Diagram Alir Air (Sumber: Rein, 2007)	5
Gambar 3. Perbedaan Sirkulasi Tertutup dan Sirkulasi Terbuka.....	6
Gambar 4. Diagram Langkah Kerja Penelitian	16
Gambar 5. Grafik Loading Faktor.....	32
Gambar 6. Desain <i>Closed Loop Water Syste</i>	39

DAFTAR TABEL

Tabel 1. Jadwal Pengerjaan Penelitian.....	18
Tabel 2. Data Perhitungan.....	19
Tabel 3. Sirkulasi Air Stasiun Gilingan	22
Tabel 4. Sirkulasi Air Stasiun Pemurnian	24
Tabel 5. Sirkulasi Air Stasiun Penguapan.....	27
Tabel 6. Sirkulasi Air Stasiun Masakan.....	29
Tabel 7. Kebutuhan Air Siraman Puteran	30
Tabel 8. Sirkulasi Air dan Uap pada Boiler	31
Tabel 9. Data Perhitungan Kebutuhan <i>Cooling Tower</i>	31
Tabel 10. Sirkulasi Air Pada <i>Cooling Tower</i>	35
Tabel 11. Kelebihan Air Dari Penerapan <i>Closed Loop Water System</i>	40

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Tabel Kelembapan Udara dan Uap Air	45
--	----

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur selalu dipanjatkan penulis atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga Penelitian Proyek Akhir dengan judul “Studi Kasus Sistem Pengelolaan Siklus Air Dalam Upaya Mencapai *Closed Loop Water System* pada PG Pagottan dengan Kapasitas 3300 TCD”. Penulis menyadari bahwa Laporan Penelitian Proyek Akhir ini masih belum dapat dikatakan sempurna. Oleh karena itu, penulis berharap segala kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan Laporan Penelitian Proyek Akhir ini.

Dalam penyusunan Laporan Penelitian Proyek Akhir ini, banyak pihak yang telah berkontribusi, baik dengan meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran serta doa dalam membantu peneliti dalam mengatasi kesulitan dan hambatan yang dilaluinya, sehingga Laporan Penelitian Proyek Akhir ini dapat selesai pada waktu yang telah ditentukan. Oleh karena itu, penulis mengucapkan besar terimakasih kepada:

1. Allah SWT atas taufik, hidayah, dan karunia-Nya yang telah memberikan kesabaran, kelancaran, dan kemudahan dalam proses penyusunan dan penyelesaian tugas akhir dan studi saya.
2. Ibu saya (Supartini) yang tidak henti-hentinya memberikan dorongan semangat, motivasi, dan panjatan doanya selama ini.
3. Keluarga Besar Amin Bersemi yang senantiasa mendukung dan memberikan doanya.
4. Ibu Ir. Kunthi Widhyasih, S.T., M.Eng., IPM selaku Ketua Program Studi Teknologi Kimia Politeknik LPP Yogyakarta dan pembimbing dalam tugas proyek akhir ini.
5. Bapak Ir. Muhammad Mustangin, S.T., M.Eng., selaku Direktur Politeknik LPP Yogyakarta.
6. Rekan-rekan mahasiswa Politeknik LPP yang telah memberikan dukungan, baik secara langsung maupun tidak langsung.

7. *Special thanks to* kedua kakak beradik (Yunita Anggrayni dan Siti Nur Qori'ah) yang telah memberikan dukungan, semangat dan motivasinya selama saya menyelesaikan tugas proyek akhir ini.

Yogyakarta, Agustus 2022

Penulis

(Yogi Prasetyo)

ABSTRAK

Air merupakan bagian yang penting dalam pabrik gula. Penggunaan air pada pabrik gula sangat beragam, secara garis besar pabrik gula memerlukan air dalam proses produksi sebagai air proses, air pendingin, dan air pengisi boiler. Tujuan dari penelitian ini untuk melakukan perancangan pengelolaan air yang bersirkulasi di pabrik gula dalam upaya mencapai *closed loop water system*. Dalam mencapai tujuan tersebut, *clean water* dan *sweet water* yang dihasilkan selama proses produksi akan dimanfaatkan kembali dalam memenuhi kebutuhan air proses dan air pengisi boiler. Sedangkan untuk kebutuhan air pendingin (air injeksi) akan memanfaatkan air jatuhan yang dihasilkan dalam proses pendinginan.

Dalam upaya mencapai *closed loop water system* pada pabrik gula perlu diketahui jumlah air yang masuk bersama tebu, mengetahui kebutuhan air proses, air yang dihasilkan pada badan evaporator, air pengisi boiler, air pendingin yang diperlukan, dan air jatuhan yang dihasilkan dari proses pendinginan. Hasil dari perhitungan yang dilakukan didapatkan jumlah air yang terbawa masuk bersamaan dengan tebu sebesar 116.875 kg/h, kebutuhan air proses sebesar 48.773,99 kg/h, air pengisi boiler sebesar 56.887,10 kg/h, kebutuhan air tersebut dapat dipenuhi oleh air yang dihasilkan evaporator berupa *sweet water* sebesar 49.169,77 kg/h, dan *clean water* sebesar 60.354,23 kg/h. Sedangkan dalam unit pendingin dibutuhkan air injeksi sebesar 938.324,67 kg/h dengan air jatuhan yang dihasilkan sebesar 961.945,71 kg/h. Dalam memenuhi kebutuhan air pendingin tersebut diperlukan *cooling tower* dengan kapasitas 14.543,66 kWh.

Kata kunci: air proses, air pengisi boiler, air pendingin, *sweet water*, *clean water*, *cooling tower*.

BAB I

PENDAHULUAN

A. Latar Belakang

Pabrik gula merupakan salah satu industri yang membutuhkan air dalam jumlah tinggi untuk menjalankan prosesnya. Penggunaan air pada pabrik gula meliputi air untuk proses produksi hingga unit pendukung seperti boiler dan kondensor. Penggunaan air dalam proses produksi meliputi penggunaan air sebagai air imbibisi dan air siraman, serta dalam proses produksi dikenal adanya *clean water* dan *sweet water* (Toat, 2009). Air pada boiler, berperan sebagai sumber penghasil uap yang akan digunakan sebagai penggerak turbin untuk menghasilkan listrik ataupun penggerak turbin pada gilingan. Sedangkan air yang digunakan pada kondensor atau disebut dengan air injeksi adalah air untuk mengkondensasi uap yang dihasilkan oleh badan penguapan dan *vacuum pan* serta penghasil vakum.

Kebutuhan air pada pabrik gula dapat bersumber dari air sumur ataupun air sungai yang telah dioalah terlebih dahulu sehingga memenuhi syarat untuk dapat digunakan. Selain itu, air pada pabrik gula juga berasal dari tebu itu sendiri, dimana diketahui bahwa kandungan air pada tebu lebih banyak dibandingkan kandungan gula, yaitu sebesar 70% dari total berat tebu (Rein, 2007). Air pada tebu akan terperah dan sebagian kecil akan terikut dalam ampas tebu sedangkan sebagian lainnya akan terikut dalam nira mentah.

Pabrik gula dapat memenuhi kebutuhan penggunaan air bahkan mampu mencapai kelebihan 20-30% dari air yang masuk ke gilingan. Surplus ini dapat berbeda pada setiap pabrik bergantung pada variasi besar dari pabrik dan penggunaan sistem pengolahan airnya (Rein, 2007). Sistem pengolahan air pada pabrik dapat menggunakan *Open loop system* dan *Closed loop system*. *Open loop system* merupakan sistem penggunaan yang memerlukan air secara terus-menerus tanpa ada penggunaan air kembali. Sedangkan *closed loop system* merupakan sistem yang tidak memerlukan suplai terus-menerus. Pada penggunaan *closed loop system*, air yang keluar akan digunakan kembali

sebagai air proses dengan pengolahan terlebih dahulu sehingga memenuhi syarat sebagai air proses.

Penerapan konsep *closed loop water system* pada pabrik gula akan memberikan keuntungan terhadap pabrik dan lingkungan sekitarnya. Melihat keuntungan dari penerapan konsep *closed loop water system*, maka pada penelitian proyek akhir ini akan membahas mengenai peningkatan efisiensi penggunaan air pada pabrik gula dengan menerapkan konsep *closed loop water system*.

B. Rumusan Masalah

1. Berapakah air yang dibutuhkan untuk memastikan bahwa proses produksi pada PG Pagottan yang berkapasitas 3300 TCD dapat berjalan dengan baik?
2. Bagaimana langkah yang dapat dilakukan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan air pada proses produksi di PG Pagottan dengan kapasitas 3300 TCD ?

C. Tujuan Penelitian

1. Menghitung kebutuhan air dalam proses produksi pada PG Pagottan yang berkapasitas 3300 TCD sebagai tahap awal dalam mencapai *closed loop water system*.
2. Menerapkan konsep yang mampu mendukung terwujudnya *closed loop water system* sebagai upaya mencapai efisiensi penggunaan air pada PG Pagottan yang memiliki kapasitas 3300 TCD.

D. Keaslian Penelitian

Penelitian yang berkaitan dengan penerapan penggunaan air di proses produksi pada pabrik gula pernah dilakukan oleh :

1. Ridho Muchammad Zulfiqqih jurusan Teknik Kimia Politeknik LPP Yogyakarta yang melakukan penelitian tentang Perencanaan Sistem Pengolahan Siklus Air Injeksi Dalam Upaya Mencapai *Close Loop Water*

System Pada Pabrik Gula Dengan Kapasitas 4000 TCD. Dari penelitian yang telah dilakukan tersebut diketahui bahwa kebutuhan air injeksi sebanyak 1.821,7 to/jam, produksi air jatuhan 1.869,19 ton/jam kebutuhan air sungai sebagai *make up water* 31,66 ton/jam, kelebihan air jatuhan 15,33 ton/jam, penguapan di waduk 0,47 ton/jam, dan *losses cooling tower* 31,66 ton/jam.

2. Khodim Alwi Hasan jurusan Teknik Kimia Politeknik LPP Yogyakarta dengan judul penelitian yang berjudul *Evaluasi Penerapan Water Close Loop System* dengan Dasar Perhitungan *Water Balance* di Pabrik Gula Madukismo. Pada penelitian tersebut diketahui bahwa kebutuhan air dalam proses sebanyak 469,93 ton/jam dan kebutuhan air sungai sebagai sumber air pada awal giling sebanyak 2.067,74 ton/jam.
3. Ikam Muhammad dan Sulis Yulianto dengan penelitian yang berjudul *Redesign Plate Heat Exchanger* pada *Closed Cooling Water System* PLTGU Kapasitas 740 MW. Pada penelitian ini membahas mengenai *Closed cooling water system* sebagai pendingin dalam *plate heat exchanger* pada PLTGU.

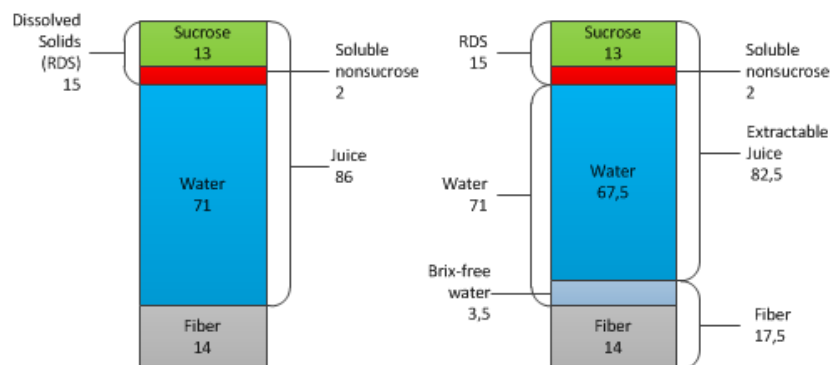
Berdasarkan dari penelitian mengenai *water balance* yang telah ada, penelitian tersebut juga membahas mengenai *closed loop water system* pada PLTGU dan pabrik gula. Perbedaan penelitian ini dengan penelitian yang telah ada sebelumnya yaitu pada penelitian ini perancangan yang dilakukan lebih bersifat menyeluruh pada setiap bagian proses yang membutuhkan air dan melakukan perancangan perhitungan *closed loop water system* pada pabrik gula dengan kapasitas 3300 TCD.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

A. Sirkulasi Air (*Water Balance*) di Pabrik Gula

Sumber air utama pada pabrik gula berasal dari bahan baku tebu itu sendiri, dimana diketahui bahwa kandungan air pada tebu cukup besar. Tebu mengandung sekitar 70% air, jumlah ini lebih banyak dibandingkan dengan kandungan gula pada tebu (Rein, 2007).

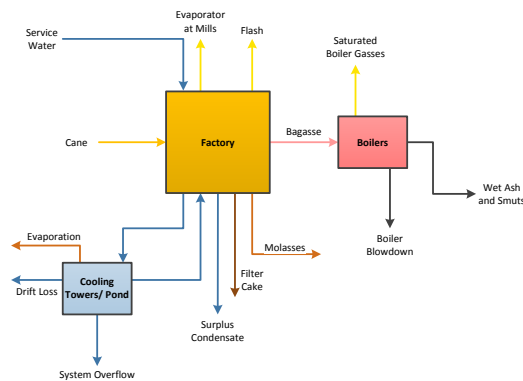


Gambar 1. Komposisi Tebu
(Sumber: Rein, 2007)

Kadar air tersebut bervariasi bergantung kepada jenis dan keadaan tebu. Selain itu, kebutuhan air pada pabrik dipenuhi dengan mengambil air permukaan yang dapat berasal dari air laut, air sumur, dan air sungai. Pada penggunaan air permukaan akan terlebih dahulu dilakukan pengolahan agar sesuai dengan syarat yang diperlukan.

Penggunaan air pada pabrik gula dibagi menjadi beberapa jenis, diantaranya adalah air proses dan air untuk unit pendukung. Air proses pada pabrik gula meliputi penggunaan air stasiun gilingan, stasiun pemurnian, stasiun masakan, dan stasiun puteran. Air pada unit pendukung kondensor berperan sebagai air penghasil vakum dan pengembun uap. Sedangkan untuk air pengisi boiler merupakan air yang digunakan sebagai air penghasil uap untuk sumber energi pada pabrik dan sumber panas pada alat-alat pemanas pada pabrik gula.

Keluarnya air dari proses dapat melalui berbagai bagian, seperti yang dikatakan Rein pada tahun 2007, yaitu:



Gambar 2. Diagram Alir Air
(Sumber: Rein, 2007)

1. Terikut Produk
 - a. Terikut tetes
 - b. Terikut blotong
 - c. Terikut ampas
 - d. Terikut abu basah
2. Kehilangan sebagai gas
 - a. Evaporasi di gilingan
 - b. Uap evaporator dan masakan
 - c. Gas buang flash tank
 - d. Gas buang boiler
 - e. Evaporasi di *cooling water*
3. Kehilangan sebagai larutan
 - a. Surplus kondensat
 - b. *Overflow cooling water*
 - c. Blowdown boiler
 - d. *Drift loss cooling water*
 - e. Limbah dari cucian dan /atau tumpahan

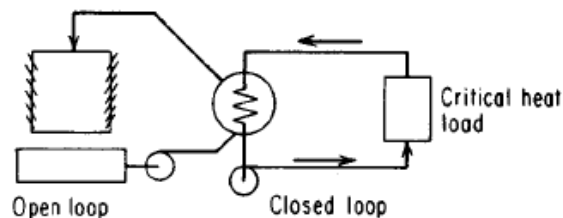
B. Sistem Sirkulasi Tertutup (*Closed Loop System*)

Sistem sirkulasi air tertutup atau *Closed loop water system* secara teori adalah sebuah sistem dimana air bersirkulasi secara melingkar dengan mengabaikan adanya penguapan, pelepasan ke atmosfer dan pengaruh kimia

lain dalam air (Kemmer, 1988). Sirkulasi air tertutup merupakan sebuah sistem dimana air tidak mengalami penguapan dan tidak membutuhkan *make up water*, sehingga mengurangi adanya pencemaran dan pengolahan air dari luar, karena air yang sama digunakan secara terus-menerus, serta akan mengurangi biaya dalam pengolahan limbah cair (Buckman, 2017).

Sistem sirkulasi tertutup merupakan sistem penggunaan air yang tidak menghendaki adanya pembuangan air dan penambahan air dari luar, serta adanya pengotor dari lingkungan seperti tanah dan lumpur. Secara teori hal tersebut dapat dijalankan, namun dalam praktiknya air masih dapat terkontaminasi oleh adanya mikroba sehingga perlu adanya pengolahan, dimana hal tersebut mengharuskan adanya *blowdown* dan *make up water*. (Kemmer, 1988).

Keuntungan sistem sirkulasi tertutup bila dibandingkan dengan sistem sirkulasi terbuka adalah kebutuhan *make up water* yang lebih sedikit (tidak lebih dari 5% per hari). Hal ini akan mengurangi potensi terbentuknya endapan, korosi, dan pengotoran biologis, namun hal ini dapat dicapai dengan kualitas air yang harus terus dijaga.



Gambar 3. Perbedaan Sirkulasi Tertutup dan Sirkulasi Terbuka

Closed loop water system dirancang dengan adanya proses pendinginan sebagai tahap awal sebelum menggunakan kembali air dari proses. Proses pendinginan dilakukan dengan *heat exchanger* untuk memindahkan panas dari fluida ke lingkungan. Pengolahan air ini dilakukan pada air pendingin dan tidak terkontaminasi oleh bahan lain pada saat di dalam proses.

C. Sistem *Closed Loop* di Pabrik Gula

Sistem sirkulasi air tertutup merupakan sebuah sistem yang mengembalikan air hasil proses ke dalam proses kembali baik dalam proses yang sama ataupun proses yang berbeda setelah melewati pengolahan. Pabrik gula, dalam operasinya memerlukan banyak air di berbagai bagian sehingga penggunaan kembali air menjadi sebuah hal yang menguntungkan. Pada pabrik gula penerapan *closed loop water system* dapat dilakukan diberbagai bagian yang memerlukan air dalam prosesnya, yaitu :

1. Air Proses

Air proses merupakan air yang ditambahkan ke dalam proses produksi. Air proses dalam pabrik gula dapat berupa, air imbibisi, air bahan pembantu, air siraman masakan, dan air siraman puteran. Dalam memenuhi kebutuhan ini dapat digunakan air kondensat yang tercemar nira (*sweet water*), dengan menampung air pada tangki yang berposisi lebih tinggi dan menghubungkannya dengan pipa ke setiap bagian proses (Toat, 2009).

2. Air Boiler

Air boiler memiliki standar kualitas yang tinggi, dimana air perkotaan masih belum dapat digunakan langsung sebagai air boiler. Semakin besar tekanan boiler, akan semakin tinggi kualitas air yang diperlukan, hal ini guna mencegah terjadinya penyumbatan pipa, korosi, dan *carryover* (Kemmer, 1988). Pabrik gula secara mandiri dapat memberikan suplai air boiler, dimana sebesar 85% dari uap bekas akan menjadi air kondensat yang dapat dijadikan air boiler secara langsung tanpa pengolahan kembali, cukup dengan penaikan suhu air (Rein, 2007).

3. Kondensat

Kondensat atau dapat disebut sebagai air panas adalah air yang berasal dari kondensasi uap yang digunakan sebagai pemanas. Dalam pabrik gula terdapat dua jenis kondensat, yaitu kondensat tercemar nira (*sweet water*) dan kondensat tak tercemar nira (*clean water*). *Sweet water* dapat langsung digunakan kembali sebagai air proses, sedangkan *clean water* dapat

langsung digunakan sebagai air pengisi ketel karena kemurnian yang tinggi dan suhu tinggi (Toat, 2009).

4. Unit Pendingin

Air dalam proses industri sebagian besar digunakan sebagai pendingin, hal ini dikarenakan air merupakan bahan yang dengan baik mengalirkan panas (Kemmer, 1988). Air sebagai pendingin proses tidak memerlukan kualitas yang tinggi dan untuk mendinginkan kembali air pendingin dapat digunakan menara pendingin dengan kapasitas yang telah disesuaikan sehingga air dapat digunakan kembali sebagai pendingin (Rein, 2007).

D. Landasan Teori

Pabrik gula secara teoritis selain menghasilkan gula sebagai produk utama juga menghasilkan air dari surplus yang diperoleh dari proses yang berlangsung, hal ini dikarenakan sekitar 70% kandungan tebu merupakan air. Namun hal ini tidak serta merta berjalan dalam praktiknya, banyak didapati pabrik gula yang masih belum mampu mencapai surplus air, bahkan mengalami kekurangan dalam memenuhi air, yang berakibat pada kebutuhan *make up water* yang tinggi. Beberapa hal yang menyebabkan pabrik gula mengalami kekurangan air adalah sistem *bleeding* yang kurang, sehingga menyebabkan konsumsi uap bekas tinggi dan *sweet water* kurang, kurang maksimalnya pemanfaatan air kondensat terutama *sweet water*, dan pendinginan air jatuhan kurang maksimal sehingga kekurangan air injeksi kondensor.

Upaya mencapai surplus air di pabrik gula dapat dilakukan dengan menerapkan *closed loop water system* dalam pengolahan air di pabrik gula. Konsep *closed loop water system* yang ditawarkan disini sebagai berikut :

1. Peningkatkan air kondensat dengan pemaksimalan *bleeding* pada pemanas pendahuluan dan pemanas pembantu seperti surface kondensor.
2. Pemaksimalan *sweet water* sebagai air imbibisi, air siraman RVF, siraman puteran, dan air siraman masakan.

3. Peningkatan kapasitas dan efisiensi *cooling tower* untuk menghasilkan air yang siap digunakan sebagai air injeksi kondensor.
4. Pemanfaatan kembali air produksi proses IPAL sebagai air injeksi pada kondensor dan memenuhi kekurangan air pengisi boiler dengan pengolahan terlebih dahulu.

Dalam upaya mencapai keadaan *closed loop water system* pada pabrik gula, digunakan beberapa perhitungan terhadap kebutuhan air dan air yang dihasilkan dari proses, sebagai berikut :

1. Neraca Air Stasiun Gilingan

a. Air Imbibisi

$$\text{Air Imbibisi} = \% \text{ Imbibisi} \times \text{Ton Tebu}$$

b. Air Terikut dalam Ampas

$$\rightarrow \text{Ampas} = (\text{Ton Tebu} + \text{Ton Imbibisi}) - \text{Ton NM}$$

$$\rightarrow \text{ZKA} = \% \text{ZK} \times \text{Ton Ampas}$$

$$\rightarrow \text{Air Ampas} = \text{Ton Ampas} - \text{ZKA}$$

c. Air Tebu Bebas Brix

$$\rightarrow \text{Air Tebu} = \left(\frac{100 - \% \text{brix tebu}}{100} \times \text{Tebu} \right) - \text{Ampas}$$

$$\rightarrow \text{KNT} = \frac{\text{Brix Tebu}}{\% \text{ brix NPP} \times \text{Ton tebu}}$$

$$\rightarrow \text{Sabut \% Tebu} = \text{Sabut \% ampas} \times \text{ampas \% tebu}$$

$$\rightarrow \text{W}^{\circ}\text{T} = (\% \text{ Tebu} - (\text{KNT} + \% \text{Kor. Kotoran} + \text{Sabut \% Tebu})) \times \text{Ton Tebu}$$

d. Air Nira Mentah

$$\rightarrow \text{Brix NM} = \% \text{ brix nm} \times \text{Ton NM}$$

$$\rightarrow \text{Air NM} = \text{Ton NM} - \text{Brix NM}$$

2. Neraca Air Stasiun Pemurnian

a. Air NM + Filtrat

$$\rightarrow \text{Filtrat} = \text{Filtrat \% tebu} \times \text{Ton Tebu}$$

$$\rightarrow \text{Brix Filtrat} = \% \text{brix filtrat} \times \text{Filtrat}$$

$$\rightarrow \text{Air Filtrat} = \text{Filtrat} - \text{Brix Filtrat}$$

$$\rightarrow (\text{Air NM} + \text{Filtrat}) = \text{Air NM} + \text{Air Filtrat}$$

b. Air Flokulan

$$\rightarrow \text{Ton Flokulan} = \frac{(\text{Tebu} \times \text{ppm flokulan})}{1000}$$

$$\rightarrow \text{Padatan Flokulan} = \text{Kons. Flokulan} \times \text{Flokulan}$$

$$\rightarrow \text{Air Flokulan} = \text{Flokulan} - \text{Padatan Flokulan}$$

c. Air Susu Kapur

$$\rightarrow \text{Massa CaO} = \% \text{Kebutuhan} \times \text{Tebu}$$

$$\rightarrow \text{Massa CaO Asli} = \frac{100}{\text{kadar CaO}} \times \text{massa CaO}$$

$$\rightarrow \text{Air Susu Kapur} = \text{Massa CaO Asli} \times \text{Kebutuhan air}$$

d. Air dalam Bagasilo

$$\text{Air bagasilo} = \frac{100 - \% \text{ZK}}{100} \times \text{Bagasilo}$$

e. Air Siraman RVF

$$\text{Ton air siraman} = \text{Kebutuhan} \times \text{Tebu}$$

f. Air Nira Encer

$$\rightarrow \text{Nira Encer} = \text{NE} \% \text{Tebu} \times \text{Tebu}$$

$$\rightarrow \text{Brix NE} = \% \text{ brix ne} \times \text{NE}$$

$$\rightarrow \text{Air NE} = \text{NE} - \text{Brix NE}$$

g. Air Blotong

$$\rightarrow \text{Blotong} = \text{Blotong} \% \text{Tebu} \times \text{Tebu}$$

$$\rightarrow \text{ZK Blotong} = \frac{\% \text{ZK Blotong}}{100} \times \text{Blotong}$$

$$\rightarrow \text{Air Blotong} = \text{Blotong} - \text{ZK Blotong}$$

h. Steam Juice Heater 3

$$\text{Steam JH 3} = \frac{W_{ne} \times C_{ne} \times \Delta T}{H_{ube}}$$

3. Neraca Air Stasiun Penguapan

a. Jumlah Air yang diuapkan

$$\text{Jumlah Air diuapkan} = \text{Nira Encer} \times \left(1 - \frac{B_j}{B_s}\right)$$

b. Uap Bleeding

Dalam Penentuan jumlah *bleeding* yang akan digunakan perlu diketahui terlebih dahulu nilai berikut:

$$\rightarrow \Delta P = P_{\text{ube(abs)}} - P_v$$

$$\rightarrow P_{\text{badan}} = P_{\text{in}} - (\Delta P \times \text{distribusi tekanan})$$

$$\rightarrow C_{\text{nm}} = 1 - (0,006 \times \% \text{brix NM})$$

$$\rightarrow C_{\text{ne}} = 1 - (0,006 \times \% \text{brix NE})$$

1) *Bleeding* Pemanas Nira I

$$\rightarrow \text{Kapasitas kalor NM } (C_{\text{nm}}) = 1 - 0,006 \times \% \text{ brix NM}$$

$$\rightarrow \text{Bleeding} = \frac{W_{\text{nm}} \times C_{\text{nm}} \times (\Delta T_{\text{nm}})}{H_{\text{uni}} \times \text{efisiensi}}$$

2) *Bleeding* Pemanasi Nira II

$$\rightarrow \text{Kapasitas kalor NE } (C_{\text{ne}}) = 1 - 0,006 \times \% \text{ brix NE}$$

$$\rightarrow \text{Bleeding} = \frac{W_{\text{ne}} \times C_{\text{ne}} \times (\Delta T_{\text{ne}})}{H_{\text{uni}} \times \text{efisiensi}}$$

3) *Bleeding* Masakan

$$\text{Bleeding Masakan} = \frac{(W_{\text{m}} \times k) \times (H_{\text{m}} - H_{\text{air}})}{H_{\text{uap}} \times \text{efisiensi}}$$

c. *Clear Water dan Sweet Water*

$$\rightarrow \text{Clean Water } (W_{\text{cw}}) = E_1 + E_2$$

$$\rightarrow \text{Sweet Water } (W_{\text{sw}}) = E_3 + E_4 + E_5$$

d. *Kebutuhan Air Injeksi*

$$A_i = m_v \times \frac{h_v - (C_p \times T_1)}{C_p \times (T_1 - T_2)}$$

e. *Jumlah Air Jatuhan*

$$A_{\text{je}} = E_5 + A_i$$

4. *Neraca Air Stasiun Masakan*

a. *Air Teruapkan*

$$E_m = M \times \left(1 - \frac{\% \text{brix bahan msk}}{\% \text{brix msk}} \right)$$

Dimana:

$$\rightarrow \% \text{brix bahan msk} = \frac{\% \text{brix n1} + \% \text{brix n2} + \% \text{brix n3} \dots}{n}$$

$$\rightarrow M \text{ (massa msk)} = V_{\text{msk}} \times \text{Tebu} \times \rho_{\text{msk}}$$

b. *Air Siraman*

$$\text{Air Siraman } (A_{\text{sm}}) = \text{Tebu} \times \text{kadar air siraman}$$

c. Air Injeksi

$$A_i = m_v \times \frac{h_v - (C_p \times T_1)}{C_p \times (T_1 - T_2)}$$

Dimana:

$$m_v = E_m + A_{sm}$$

d. Air Jatuhan

$$A_{jm} = E_m + A_i$$

5. Neraca Air Stasiun Puteran

a. Air Siraman HGF

$$\text{Air Siraman HGF} = \% \text{air siraman HGF} \times \text{Produk}$$

b. Air Siraman LGF

$$\text{Air Siraman LGF} = \text{Bahan} \times \text{kadar air siraman}$$

6. Neraca Air Boiler

a. Air Siraman

$$\text{Air Steam} = \frac{U_{ap}}{1 - (1/\text{cycle})}$$

Dimana:

$$U_{ap} = S.JH\ 3 + S. \text{ Evaporator} + \text{Kebocoran}$$

b. Blowdown

$$\text{Blowdown} = \text{Blowdown \% air Steam} \times \text{Air Steam}$$

c. Kehilangan Proses

$$\rightarrow \text{Safety Water (SW)} = \% \text{SW} \times \text{Air Steam}$$

$$\rightarrow \text{Kehilangan proses} = \% \text{kehilangan} \times \text{Air Steam}$$

d. Air Boiler (Feed Water)

$$\text{Air Boiler} = \text{Air Steam} + \text{Blowdown} + \text{SW} + \text{Kehilangan proses}$$

7. Cooling Tower

a. Water-air Flow Rate Ratio (L/G)

$$\rightarrow t_2 = (T_1 + T_2) / 2$$

$$\rightarrow L/G = \frac{(h_2 - h_1)}{C_p \times (T_1 - T_2)}$$

Keterangan :

L = Flow air

Cp = Kapasitas Kalor

G = Flow udara

T₁ = Temperatur air masuk

h₂ = Entalpi Udara Keluar

T₂ = Temperatur air keluar

h₁ = Entalpi udara masuk

t₂ = Temperatur udara keluar

b. Tower Characteristic

$$\frac{Ka\tilde{V}}{\dot{L}} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{1}{(h_{sa}-h_a)} dT$$

Keterangan :

Ka \tilde{V} = Tower characteristic

h_{sa} = Entalpi udara jenuh

T₁ = Temperatur air masuk

h_a = entalpi udara

T₂ = Temperatur air keluar

c. Tower Dimension

→ Tinggi isian (\hat{z}) = $\tilde{v} = (K_{a\tilde{V}}/\dot{L}) \times (\dot{L}/K_a)$

→ Base area (B) = L/\dot{L}

→ Volume isian (V) = $B \times \hat{z}$

\hat{z} = tinggi isian

\tilde{v} = Volume spesifik isian

K_a = Volumetrik transfer massa
udara konstan

(B) = Base area

L = Laju aliran

\dot{L} = Loading faktor

V = Volume isian

d. Kapasitas Cooling Tower

→ Air Masuk (W_{in}) = A_{je} + A_{jm}

→ Q_{ct} = W_{in} × C_{air} × ΔT

e. Konsumsi air

→ Evaporasi (W_e) = 0,00085 × W_{in} × ΔT

→ Draft Loss (W_d) = Draft Loss% Air × W_{in}

→ Blowdown (W_b) = $\frac{W_e}{S-1}$

→ Make Up Water (M_{ct}) = W_e + W_d + W_b

W_e = Evaporasi

W_b = Blowdown

Q_{ct} = Kapasitas air

S = Sirkulasi

ΔT = Perubahan suhu air

M_{ct} = Make Up water

W_d = Draft Loss

f. Efisiensi Cooling Tower

$$\eta_{CT} = \frac{T_0 - T_1}{T_0 - T_{wb}} \times 100\%$$

g. Daya Pompa

$$\rightarrow H_p = z + 10$$

$$\rightarrow \text{Daya Pompa } (P_p) = \frac{L \times H_p}{1,98 \times 10^6 \times \eta_f}$$

h. Daya Kipas

$$\rightarrow \rho_{w.v.} = \frac{26,6525}{H_t \times (t + 460)}$$

$$\rightarrow \rho_{d.a.} = \frac{42,6439}{t + 460}$$

$$\rightarrow \rho_{w.a.} = \frac{(1 + H_t) \times (\rho_{w.v.} \times \rho_{d.a.})}{(\rho_{w.v.} + \rho_{d.a.})}$$

$$\rightarrow G = \frac{L}{(L/G)}$$

$$\rightarrow \text{Kipas}(F) = \frac{(1 + H_t) \times G}{60 \times \rho_{w.a.}}$$

$$\rightarrow \text{Daya Kipas } (P_F) = \frac{F}{8000}$$

Dimana:

$\rho_{w.v.}$ = Densitas Uap Air

$\rho_{d.a.}$ = Densitas Udara Kering

$\rho_{w.a.}$ = Densitas Udara Lembab

G = Laju Aliran Udara

i. Surplus Cooling Tower

$$\text{Surplus ct} = A_j - (A_i + W_e + W_d + W_b)$$

8. Kolam Pendingin Air Limbah

$$\rightarrow \text{Debit Limbah } (Q) = (\text{Limbah cair} \times \text{Tebu}) + \text{Surplus ct}$$

$$\rightarrow \text{Over flow } (O_f) = 25\% \times Q$$

$$\rightarrow L_p = (Q + O_f) / H$$

9. Nilai Ekonomis

a. Biaya Air Tanpa Closed Loop Water System

$$\rightarrow \text{NPA Boiler} = \text{Volume} \times \text{Faktor nilai air} \times \text{HAB}$$

$$\rightarrow \text{Pajak boiler } (P_1) = \text{tarif pajak} \times \text{NPA}$$

→ $NPA A_i = Volume \times Faktor\ nilai\ air \times HAB$

→ $Pajak A_i (P2) = tarif\ pajak \times NPA A_i$

→ $Biaya\ Total\ (a) = P1 + P2$

b. Biaya Dengan Sistem *Closed Loop System*

→ $NPA\ ct = Volume \times Faktor\ nilai\ air \times HAB$

→ $Pajak\ ct = tarif\ pajak \times NPA\ ct$

→ $Daya\ ct = P_p + P_f$

→ $Biaya\ operasional = Daya\ ct \times tarif\ listrik$

→ $Biaya\ perawatan\ ct = 1\% \times HB\ ct$

→ $Biaya\ total\ (b) = Pajak\ ct + Biaya\ Operasional + Biaya\ perawatan$

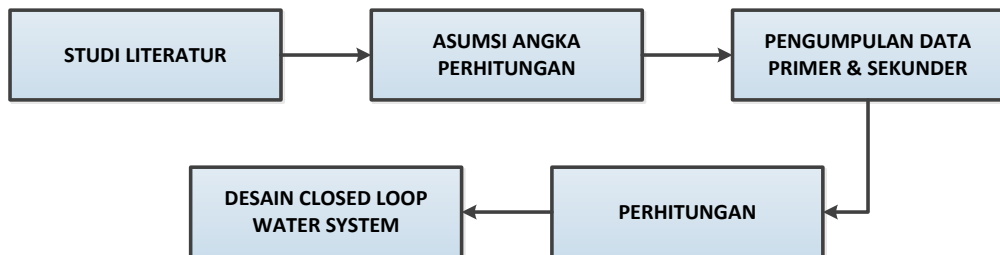
c. Nilai Ekonomis

$$\text{nilai ekonomis} = \frac{a-b}{a} \times 100$$

BAB III METODOLOGI

A. Langkah-langkah Pengerjaan Tugas Akhir

Penelitian ini melakukan perancangan perhitungan untuk dapat mencapai *closed loop water system* pada proses produksi di pabrik gula yang berkapasitas 3300 TCD. Dalam penyelesaiannya diperlukan beberapa data seperti air dalam tebu, ton brix nira, air injeksi, air siraman, dan kebutuhan air lainnya serta asumsi-asumsi yang berkaitan. Langkah penyelesaian penelitian ini secara garis besar sebagai berikut :



Gambar 4. Diagram Langkah Kerja Penelitian

1. Studi Literatur

Studi literatur adalah tahapan awal yang merupakan kegiatan pengumpulan kepustakaan yang berkaitan dengan kegiatan penelitian. Literatur yang digunakan dalam penelitian ini berkaitan mengenai *water balance*, *closed loop water system* pada sebuah pabrik, dan penggunaan air dalam pabrik gula.

2. Asumsi Perhitungan yang Digunakan

Asumsi perhitungan merupakan tahapan yang dengan melakukan pengasumsian terhadap data bahan, sistem gilingan, pemurnian, penguapan, masakan, dan puteran serta metode perhitungan yang akan digunakan dalam menentukan tercapainya desain *closed loop water system*. Dalam pengasumsian ini dilakukan dengan dasar-dasar pada literatur yang telah didapatkan dan pembelajaran selama perkuliahan baik pembelajaran dalam kelas maupun selama melaksanakan Praktik Kerja Lapangan (PKL).

3. Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan berupa data primer maupun data sekunder. Data primer merupakan data yang dikumpulkan secara langsung selama kegiatan pembelajaran dalam kegiatan PKL. Data sekunder merupakan data yang diperoleh dari hasil pengumpulan literatur yang telah ada, baik berupa buku, artikel ataupun materi pembelajaran dari dosen. Data primer yang dikumpulkan berupa data bahan yang menjadi acuan dalam penentuan desain *closed loop water system*, sedangkan data sekunder yang dikumpulkan berupa metode perhitungan yang akan menghasilkan desain *closed loop water sytem*.

4. Perhitungan *Closed Loop Water System*

Perhitungan merupakan tahapan akhir yang dilakukan dengan menggunakan data yang telah diperoleh dan rumus yang telah didapatkan untuk mengetahui nilai yang ingin diketahui dalam mencapai *closed loop water system* dalam pabrik gula. Setelah tercapainya *closed loop water system*, akan diketahui nilai ekonomis yang dihasilkan dengan menerapkan sistem tersebut. Perhitungan dikelompokkan pada setiap stasiun yang terdapat pada pabrik gula, dan pendingin yang digunakan sehingga dapat diketahui kebutuhan dan keluaran air yang terjadi pada setiap bagian dalam pabrik gula.

5. Desain *Closed Loop Water System*

Desain *closed loop water system* merupakan gambaran sirkulasi air yang mengalir pada setiap bagian proses mulai dari input, proses, dan output. Hal ini menggambarkan bagaimana air dimanfaatkan dalam proses industri, baik sebagai air proses, air pendingin, maupun sebagai sumber penghasil uap (*steam*) yang merupakan sumber energi dalam proses produksi.

B. Jadwal Pengerjaan

Jadwal pengerjaan penelitian ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 1. Jadwal Pengerjaan Penelitian

Waktu	Keterangan
Minngu ke-I	Asumsi Perhitungan
Minggu ke-II	Asumsi Perhitungan
Mingggu ke-III	Asumsi Perhitungan
Minggu ke-IV	Asumsi Perhitungan
Minggu ke-V	Perhitungan
Minggu ke-VI	Perhitungan
Minggu ke-VII	Analisa Kesalahan Perhitungan
Minggu ke-VIII	Pembahasan
Minggu ke-IX	Penulisan Laporan
Minggu ke-X	Penulisan Laporan
Minggu ke-XI	Pengumpulan Laporan

BAB IV
HASIL PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

A. Data Perhitungan

Data perhitungan merupakan data yang akan membantu perhitungan dalam mencapai *closed loop water system* yang didapatkan dari pengumpulan data secara primer maupun sekunder, sebagai berikut :

Tabel 2. Data Perhitungan

No.	Data	Nilai	Sumber
1.	Kapasitas Gilingan	3300 TCD	Neraca Massa PG. Pagottan
		137,5 TCH	Neraca Massa PG. Pagottan
2.	Kor. Kotoran	0,3 %	Rata-rata PG di Indonesia
3.	%brix Tebu	15 %	Neraca Massa PG. Pagottan
4.	%brix NPP	17,8 %	Neraca Massa PG. Pagottan
5.	%brix NM	12 %	Neraca Massa PG. Pagottan
6.	Imbibisi% Tebu	30 %	Neraca Massa PG. Pagottan
7.	%ZKA	50 %	Neraca Massa PG. Pagottan
8.	%brix Ampas	2,4 %	Neraca Massa PG. Pagottan
9.	NM%Tebu	105 %	Neraca Massa PG. Pagottan
10.	Filtrat% Tebu	15 %	Target PG Pagottan
11.	%brix filtrat	13,75 %	Hugot (1986), hal : 482
12.	Kadar Flokulan	3 ppm	Rein (2007), hal : 238
13.	Konsentrasi Flokulan	0,1 %	Rata-rata PG di Indonesia
14.	Kebutuhan Kapur	0,8 Kg CaO/tc	Rein (2007), hal : 225
15.	Kadar Kapur	90 %	Rein (2007), hal : 225
16.	Kebutuhan Air Kapur	10,4 $T_{\text{air}}/T_{\text{CaO}}$	Rein (2007), hal : 226
17.	Bagasilo% Tebu	0,7 %	Hugot (1986), hal : 489
18.	Air Siraman RVF	2 %	Hugot (1986), hal : 483
19.	NE% Tebu	95 %	Target PG Pagottan
20.	%brix NE	10,5 %	Neraca Massa PG. Pagottan
21.	Blotong% Tebu	4 %	Hugot (1986), hal : 480
22.	ZK Blotong	25 %	Hugot (1986), hal. 480
23.	%brix NK	65 %	Rein (2007), hal : 269
24.	Vakum evap 5	64 cmHg	Hugot (1986), hal : 541
25.	P ex (abs)	1,5 Kg/cm^2	Neraca Massa PG. Pagottan
26.	efisiensi <i>bleeding</i>	95 %	Target PG Pagottan
27.	Volume masakan A	125 L/Tc	Hugot (1986), hal : 675

28.	Volume masakan C	50 L/Tc	Hugot (1986), hal : 675
29.	Volume masakan D	37 L/Tc	Hugot (1986), hal : 675
30.	%brix masakan A	92 %	Hugot (1986), hal : 692
31.	%brix masakan C	93,5 %	Hugot (1986), hal : 692
32.	%brix masakan D	96 %	Hugot (1986), hal : 692
33.	suhu air injeksi	30 °C	Target PG Pagottan
34.	suhu air jatuhan	35 °C	Target PG Pagottan
35.	%brix stroop A	86 %	Neraca Massa PG. Pagottan
36.	%brix Klare A	77 %	Neraca Massa PG. Pagottan
37.	%brix Gula A1	99 %	Neraca Massa PG. Pagottan
38.	%brix Gula SHS	99,99 %	Neraca Massa PG. Pagottan
39.	%brix Stroop C	84 %	Neraca Massa PG. Pagottan
40.	%brix Gula C	92 %	Neraca Massa PG. Pagottan
41.	%brix Tetes	88 %	Neraca Massa PG. Pagottan
42.	%brix Gula D1	83,5 %	Neraca Massa PG. Pagottan
43.	%brix Klare D	85 %	Neraca Massa PG. Pagottan
44.	%brix Gula D2	99 %	Neraca Massa PG. Pagottan
45.	Kadar Air Siraman	9,85 Kg/tc	Hugot (1986), Hal : 665
46.	Suhu air jatuhan	35 °C	Target PG Pagottan
47.	suhu air injeksi	30 °C	Target PG Pagottan
48.	HK masakan A	80,5 %	Neraca Massa PG. Pagottan
49.	HK Stroop A	60,2 %	Neraca Massa PG. Pagottan
50.	HK Gula A	93,2 %	Neraca Massa PG. Pagottan
51.	HK Gula SHS	99,7 %	Neraca Massa PG. Pagottan
52.	HK Klare A	80,5 %	Neraca Massa PG. Pagottan
53.	HK Massakan D	60 %	Neraca Massa PG. Pagottan
54.	HK Tetes	35 %	Neraca Massa PG. Pagottan
55.	HK Gula D1	91,4 %	Neraca Massa PG. Pagottan
56.	HK Gula D2	92,3 %	Neraca Massa PG. Pagottan
57.	HK Klare D	54,6%	Neraca Massa PG. Pagottan
58.	% air siraman HGF	10 % produk	Hugot (1986), hal : 791
59.	% steam siraman HGF	20 % produk	Hugot (1986), hal : 791
60.	% air Siraman LGF	2 % masakan	Hugot (1986), hal : 807
61.	Kebocoran	3%	Target PG Pagottan
62.	cycle boiler	10	Hugot (1986), hal : 996
63.	Blowdown% air	5%	Hugot (1986), hal : 998
64.	% <i>safety water</i>	10%	Hugot (1986), hal : 998
65.	% Kehilangan	10%	Hugot (1986), hal : 998
66.	Limbah Cair	15 m ³ /tc	Target PG Pagottan

67.	%Over Flow Limbah	25%	Nilai Keamanan Stadar
68.	Kedalaman Kolam	3,5 m	Data PG Pagottan

B. Hasil Perhitungan

1. Neraca Air Stasiun Gilingan

a. Air Imbibisi

$$\begin{aligned} \text{Air Imbibisi} &= \% \text{ imbibisi} \times \text{Ton Tebu} \\ &= 30\% \times 137,50 \text{ ton/h} = 41,25 \text{ ton/h} = 41.250 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b. Air Terikut Dalam Ampas 13887

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Ampas} &= (\text{Ton Tebu} + \text{Ton Imbibisi}) - (\text{Ton NM}) \\ &= (137,50 \text{ ton} + 41,25 \text{ ton}) - (105\% \times 137,50 \text{ ton}) \\ &= 34,375 \text{ ton/h} = 34.375 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{ZKA} &= \% \text{ZKA} \times \text{Ton Ampas} \\ &= 50\% \times 34,375 \text{ ton/h} = 17,188 \text{ ton/h} = 17.188 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{Air Ampas} &= \text{Ton Ampas} - \text{ZKA} \\ &= 34,375 \text{ ton/h} - 17,188 \text{ ton/h} = 17,188 \text{ ton/h} = 17.188 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

c. Air Tebu Bebas Brix

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Tebu} &= \left(\frac{100 - \% \text{ brix tebu}}{100} \times \text{Tebu} \right) - \text{Ampas} \\ &= \left(\frac{100 - 15}{100} \times 137,5 \text{ tch} \right) - 34,375 \text{ ton/h} = 82,5 \text{ ton/h} \\ &= 82.500 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{KNT} &= \frac{\text{Brix Tebu}}{\% \text{ brix NPP} \times \text{Ton Tebu}} \times 100\% \\ &= \frac{(0,15 \times 137,5)}{(0,178 \times 137,5)} \times 100\% = 84,27\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Sabut\% Tebu} &= \text{Sabut\% Ampas} \times \text{Ampas\% Tebu} \\ &= \frac{(50 - 2,4) \times ((34,375 / 137,5) \times 100)}{100} = 11,90\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Tebu Bebas Brix (W}^{\circ}\text{T)} &= (\% \text{ tebu} - (\text{KNT} + \% \text{ Kor. Kotoran} + \\ &\quad \text{Sabut\% Tebu})) \times \text{Ton Tebu} \\ &= 100\% - (84,27\% + 0,3\% + 11,90\%) \times 137,5 \\ &= 4,85 \text{ ton/h} = 4.850 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

d. Air Nira Mentah

$$\rightarrow \text{Brix NM} = \% \text{brix nm} \times \text{Ton NM}$$

$$= 11,8\% \times 144,38 \text{ ton/h} = 17,33 \text{ ton/h} = 17.330 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air NM} = \text{Ton NM} - \text{Brix NM}$$

$$= 144,38 \text{ ton/h} - 17,33 \text{ ton/h} = 127,34 \text{ ton/h} = 127.050 \text{ kg/h}$$

Dari perhitungan yang telah dilakukan, diketahui bahwa jumlah air yang bersirkulasi dalam stasiun gilingan sebesar:

Tabel 3. Sirkulasi Air Stasiun Gilingan

No	Keterangan	Nilai
Air Masuk		
1.	Air Tebu	82.500 kg/h
2.	Air Imbibisi	41.250 kg/h
Air Keluar		
1.	Air Ampas	17.188 kg/h
2.	Air NM	127.050 kg/h

2. Neraca Air Stasiun Pemurnian

a. Air NM + Air Filtrat

$$\rightarrow \text{Filtrat} = \text{Filtrat\%tebu} \times \text{Ton Tebu}$$

$$= 15\% \times 137,5 \text{ ton/h} = 20,625 \text{ ton/h} = 20.625 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Brix Filtrat} = \% \text{brix filtrat} \times \text{Filtrat}$$

$$= 13,75\% \times 20,625 \text{ ton/h} = 2,835 \text{ ton/h} = 2.835 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Filtrat} = \text{Filtrat} - \text{Brix Filtrat}$$

$$= 20,625 \text{ ton/h} - 2,835 \text{ ton/h} = 17,79 \text{ ton/h} = 17.790 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow (\text{Air NM} + \text{Air Filtrat}) = \text{Air NM} + \text{Air Filtrat}$$

$$= 127,05 \text{ ton/h} + 17,79 \text{ ton/h} = 144,84 \text{ ton/h} = 144.840 \text{ kg/h}$$

b. Air Flokulan

$$\rightarrow \text{Flokulan} = \frac{(\text{Tebu} \times \text{ppm flokulan})}{1000}$$

$$= \frac{(137,5 \text{ ton/h} \times 3 \text{ ppm})}{1000} = 0,413 \text{ ton/h} = 413 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Padatan Flokulan} = \text{Kons. Flokulan} \times \text{Flokulan}$$

$$= 0,1\% \times 0,413 \text{ ton/h} = 0,000413 \text{ ton/h} = 0,413 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Flokulan} = \text{Flokulan} - \text{Padatan Flokulan}$$

$$= 0,413 \text{ ton/h} - 0,000413 \text{ ton/h} = 0,4126 \text{ ton/h} = 412,16 \text{ kg/h}$$

c. Air Susu Kapur

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Massa CaO} &= \% \text{kebutuhan} \times \text{Tebu} \\ &= 0,8 \text{ kg CaO/tc} \times 137,5 \text{ ton} = 110 \text{ kg CaO} = 0,11 \text{ ton CaO/h} \\ \rightarrow \text{Massa CaO asli} &= \frac{100}{\text{kadar CaO}} \times \text{massa CaO} \\ &= \frac{100}{90} \times 0,11 \text{ ton. CaO/h} = 0,122 \text{ ton. CaO/h} = 122 \text{ kg. CaO/h} \\ \rightarrow \text{Air Susu Kapur} &= \text{Massa CaO asli} \times \text{Kebutuhan Air} \\ &= 0,122 \text{ ton CaO} \times 10,4 \text{ ton.air/ton.CaO} \\ &= 1,269 \text{ ton air/h} = 1.269 \text{ kg air/h} \end{aligned}$$

d. Air dalam Bagasilo

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Bagasilo} &= \frac{(100-\%ZK)}{100} \times \text{Bagasilo} \\ &= \frac{(100-50)}{100} \times (0,7\% \times 137,5 \text{ ton/h}) = 0,481 \text{ ton/h} = 481 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

e. Air Siraman RVF

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Siraman} &= \text{Kebutuhan} \times \text{Tebu} \\ &= 2\% \times 137,5 \text{ ton/h} = 2,75 \text{ ton/h} = 2.750 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

f. Air Nira Encer

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Nira Encer (NE)} &= \text{NE\%Tebu} \times \text{Tebu} \\ &= 95\% \times 137,5 \text{ ton/h} = 130,625 \text{ ton/h} = 130.625 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{Brix NE} &= \% \text{brix ne} \times \text{NE} \\ &= 10,5\% \times 130,625 \text{ ton/h} = 13,716 \text{ ton/h} = 13.716 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{Air NE} &= \text{NE} - \text{Brix NE} \\ &= 130,625 \text{ ton/h} - 13,716 \text{ ton/h} = 116,909 \text{ ton/h} = 116.909 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

g. Air Blotong

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Blotong} &= \text{Blotong\%Tebu} \times \text{Tebu} \\ &= 4\% \times 137,5 \text{ ton/h} = 5,5 \text{ ton/h} = 5.500 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{ZK Blotong} &= \frac{\%ZK \text{ Blotong}}{100} \times \text{Blotong} \\ &= \frac{25}{100} \times 5,5 \text{ ton/h} = 1,375 \text{ ton/h} = 1.375 \text{ kg/h} \\ \rightarrow \text{Air Blotong} &= \text{Blotong} - \text{ZK Blotong} \end{aligned}$$

$$= 5,5 \text{ ton/h} - 1,375 \text{ ton/h} = 4,125 \text{ ton/h} = 4.125 \text{ kg/h}$$

h. Steam Juice Heater 3

$$\begin{aligned} \text{Steam JH 3} &= \frac{w_{ne} \times C_{ne} \times \Delta T}{H_{ube}} \\ &= \frac{130.625 \text{ kg} \times 0,94 \text{ kcal/kg} \cdot \text{C} \times (110 - 100)}{531,8 \text{ kcal/kg} \cdot \text{C} \times 95\%} = 2.422,67 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Total sirkulasi air yang terjadi pada stasiun pemurnian dari hasil perhitungan di atas dapat diketahui pada tabel berikut:

Tabel 4. Sirkulasi Air Stasiun Pemurnian

No	Keterangan	Nilai
Air Masuk		
1.	Air NM + Filtrat	145.130 kg/h
2.	Air Flokulan	412,16 kg/h
3.	Air Susu Kapur	1.269 kg/h
4.	Air Siraman RVF	1.375 kg/h
5.	Air Bagasilo	481 kg/h
Air Keluar		
1.	Air Nira Encer	116.909 kg/h
2.	Air Blotong	2.750 kg/h

3. Neraca Air Penguapan

a. Jumlah Air yang Diuapkan (E)

$$\begin{aligned} \text{Air Teuapkan (E)} &= NE \times \left(1 - \frac{\%brix Ne}{\%brix NK}\right) \\ &= 130,625 \text{ ton/h} \times \left(1 - \frac{10,5}{65}\right) = 109,524 \text{ ton/h} = 109.524 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b. Uap Bleeding

$$\begin{aligned} \rightarrow P_V &= \frac{(76 - \text{Vakum badan V})}{76} \\ &= \frac{76 - 64 \text{ cmHg}}{76} = 0,16 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \Delta P &= P_{ube \text{ (abs)}} - P_V \\ &= 1,5 \text{ kg/cm}^2 - 0,16 \text{ kg/cm}^2 = 1,34 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow P_{badan} &= P_{in} - (\Delta P \times \text{distribusi tekanan}) \\ P_I &= 1,5 \text{ kg/cm}^2 - (1,34 \text{ kg/cm}^2 \times (11/50)) = 1,20 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned}$$

$$P_{II} = 1,20 \text{ kg/cm}^2 - (1,34 \text{ kg/cm}^2 \times (10,5/50)) = 0,92 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{III} = 0,92 \text{ kg/cm}^2 - (1,34 \text{ kg/cm}^2 \times (10/50)) = 0,65 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{IV} = 0,65 \text{ kg/cm}^2 - (1,34 \text{ kg/cm}^2 \times (9,5/50)) = 0,40 \text{ kg/cm}^2$$

→ Suhu (T) & Entalpi (H) Evaporator (Tabel Uap)

$$\text{Badan I (P = 1,20 kg/cm}^2) = (104,24 \text{ }^\circ\text{C}) = (536,05 \text{ kcal/kg})$$

$$\text{Badan II (P = 0,92 kg/cm}^2) = (96,77 \text{ }^\circ\text{C}) = (540,94 \text{ kcal/kg})$$

$$\text{Badan III (P = 0,65 kg/cm}^2) = (87,52 \text{ }^\circ\text{C}) = (546,43 \text{ kcal/kg})$$

$$\text{Badan IV (P = 0,40 kg/cm}^2) = (75,41 \text{ }^\circ\text{C}) = (554,15 \text{ kcal/kg})$$

$$\text{Badan V (P = 0,16 kg/cm}^2) = (54,93 \text{ }^\circ\text{C}) = (566,14 \text{ kcal/kg})$$

→ $C_{nm} = 1 - (0,006 \times \% \text{ brix NM})$

$$= 1 - (0,006 \times 11,8) = 0,93 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

→ $C_{ne} = 1 - (0,006 \times \% \text{ brix NE})$

$$= 1 - (0,006 \times 10,5) = 0,94 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

1) *Bleeding Uni 1 (Bl₁)*

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Bleeding JH 2} &= \frac{W_{ne} \times C_{ne} \times \Delta T_{ne}}{H_{uni I} \times \text{efisiensi}} \\ &= \frac{130.625 \text{ kg} \times 0,94 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C} \times (102 - 80^\circ\text{C})}{536,05 \text{ kcal/kg} \times 95\%} = 5.287,57 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Bleeding Msk} &= \frac{2}{3} \times \text{Tebu} \times \text{Bleeding Masakan} \\ &= \frac{2}{3} \times 137,5 \text{ ton/h} \times 120 \text{ kg/ton} = 11.000 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Bleeding Uni 1} &= \text{Bleeding JH 2} + \text{Bleeding Msk} \\ &= 5.287,57 \text{ kg/h} + 11.000 \text{ kg/h} = 16.287,57 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

2) *Bleeding Uni 2 (Bl₂)*

$$\begin{aligned} \text{Bleeding JH 1.2} &= \frac{W_{nm} \times C_{nm} \times \Delta T_{nm}}{H_{uni II} \times \text{efisiensi}} \\ &= \frac{144.380 \text{ kg} \times 0,93 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C} \times (80 - 65^\circ\text{C})}{540,94 \text{ kcal/kg} \times 95\%} = 3.919,30 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

3) *Bleeding Uni 3 (Bl₃)*

$$\begin{aligned} \text{Bleeding JH 1.1} &= \frac{W_{nm} \times C_{nm} \times \Delta T_{nm}}{H_{uni III} \times \text{efisiensi}} \\ &= \frac{144.380 \text{ kg} \times 0,93 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C} \times (65 - 55^\circ\text{C})}{546,43 \text{ kcal/kg} \times 95\%} = 2.586,62 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

c. Clean Water dan Sweet Water

$$\rightarrow E = 5X + 3Bl_3 + 2Bl_2 + Bl_1$$

$$\begin{aligned}\rightarrow X &= \frac{E - (3Bl_3 + 2Bl_2 + Bl_1)}{5} \\ &= \frac{109.524 \text{ kg/h} - \left(3 \times 2.586,16 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + \left(2 \times 3.919,30 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + 16.287,57 \text{ kg/h}}{5} \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rightarrow E_1 &= X + Bl_3 + Bl_2 + Bl_1 \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h} + 2.586,16 \text{ kg/h} + 3.919,3 \text{ kg/h} + 16.287,57 \text{ kg/h} \\ &= 38.320,90 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rightarrow E_2 &= X + Bl_3 + Bl_2 \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h} + 2.586,16 \text{ kg/h} + 3.919,3 \text{ kg/h} = 22.033,33 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rightarrow E_3 &= X + Bl_3 \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h} + 2.586,16 \text{ kg/h} = 18.114,03 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\rightarrow E_4 = X = 15.527,87 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow E_5 = X = 15.527,87 \text{ kg/h}$$

$$\begin{aligned}\rightarrow \text{Clean Water } (W_{cw}) &= E_1 + E_2 \\ &= 38.320,90 \text{ kg/h} + 22.033,33 \text{ kg/h} = 60.354,23 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rightarrow \text{Sweet Water } (W_{sw}) &= E_3 + E_4 + E_5 \\ &= 18.114,03 \text{ kg/h} + 15.527,87 \text{ kg/h} + 15.527,87 \text{ kg/h} \\ &= 49.169,77 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

d. Kebutuhan Air Injeksi

$$\begin{aligned}A_i &= m_v \times \frac{h_v - (C_p \times T_1)}{C_p \times (T_1 - T_2)} \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h} \times \frac{566,14 \text{ kcal/kg} - (1 \text{ kcal/kg} \cdot \text{C} \times 42^\circ\text{C})}{42^\circ\text{C} - 29^\circ\text{C}} = 626.059,83 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

e. Jumlah Air Jatuhan

$$\begin{aligned}A_j &= E_5 + A_i \\ &= 15.527,87 \text{ kg/h} + 626.059,83 \text{ kg/h} = 641.587,70 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

Dalam proses penguapan air pada nira dibutuhkan uap sebagai sumber panas. Hal ini akan menghasilkan air kondensat yang terdiri dari

clean water dan *sweet water*, serta air jatuhan. kebutuhan uap dan air kondensat yang dihasilkan sebagai berikut:

Tabel 5. Sirkulasi Air Stasiun Penguapan

No	Keterangan	Nilai
Air Teruapkan		
1.	Badan 1	38.320,90 kg/h
2.	Badan 2	22.033,33 kg/h
3.	Badan 3	18.114,03 kg/h
4.	Badan 4	15.527,87 kg/h
5.	Badan 5	15.527,87 kg/h
Kebutuhan Uap		
1.	Ube Penguapan	38.320,90 kg/h
Produksi <i>Hot Water</i>		
1.	<i>Clean water</i>	60.354,23 kg/h
2.	<i>Sweet Water</i>	49.169,77 kg/h
Air sirkulasi Di Kondensor		
1.	Air Injeksi	626.059,83 kg/h
2.	Air Jatuhan	641.587,70 kg/h

4. Neraca Air Masakan

a. Air Teruapkan

$$\begin{aligned} \rightarrow \% \text{brix bahan msk A} &= \frac{\% \text{brix NK} + \% \text{brix Klare A} + \% \text{brix Gula A}}{3} \\ &= \frac{65\% + 77\% + 92\%}{3} = 78\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \% \text{brix bahan msk C} &= \frac{\% \text{brix NK} + \% \text{brix Stroop A} + \% \text{brix Gula D2}}{3} \\ &= \frac{65\% + 86\% + 99\%}{3} = 83,3\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \% \text{brix bahan msk D} &= \frac{\% \text{brix NK} + \% \text{brix Klare D} + \% \text{brix stroop C}}{3} \\ &= \frac{65\% + 85\% + 84\%}{3} = 78\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Massa Msk A} &= V. \text{ Msk A} \times \text{Tebu} \times \rho. \text{msk A} \\ &= 125 \text{ l/ton} \times 137,5 \text{ ton/h} \times 1,4895 \text{ kg/l} = 25.600,78 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Massa Msk C} &= V. \text{ Msk C} \times \text{Tebu} \times \rho. \text{msk C} \\ &= 50 \text{ l/ton} \times 137,5 \text{ ton/h} \times 1,5001 \text{ kg/l} = 10.313,19 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Massa Msk D} &= V. \text{ Msk D} \times \text{Tebu} \times \rho. \text{msk D} \\ &= 37 \text{ l/ton} \times 137,5 \text{ ton/h} \times 1,5179 \text{ kg/l} = 7.722,32 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\rightarrow \text{Air Teruapkan Msk A} = m. \text{ Msk A} \times \left(1 - \left(\frac{\% \text{brix bahan msk A}}{\% \text{brix msk A}} \right) \right)$$

$$= 25.600,78 \text{ kg/h} \times \left(1 - \left(\frac{78\%}{92\%} \right) \right) = 3.895,77 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Teruapkan Msk C} = m. \text{ Msk C} \times \left(1 - \left(\frac{\% \text{brix bahan msk C}}{\% \text{brix msk C}} \right) \right)$$

$$= 10.313,19 \text{ kg/h} \times \left(1 - \left(\frac{83,3\%}{93,5\%} \right) \right) = 1.125,08 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Teruapkan Msk D} = m. \text{ Msk D} \times \left(1 - \left(\frac{\% \text{brix bahan msk D}}{\% \text{brix msk D}} \right) \right)$$

$$= 7.722,32 \text{ kg/h} \times \left(1 - \left(\frac{78\%}{96\%} \right) \right) = 1.447,94 \text{ kg/h}$$

b. Air Siraman

$$\text{Air Siraman (A}_{sm}) = \text{Tebu} \times \text{Kadar Air Siraman}$$

$$= 137,5 \text{ ton/h} \times 9,85 \text{ kg/tc} = 1.354,38 \text{ kg/h}$$

c. Air Injeksi

$$\rightarrow \text{Air Teruapkan Total (m}_v) = E_m + A_{sm}$$

$$= 3.895,77 \text{ kg/h} + 1.125,08 \text{ kg/h} + 1.447,94 \text{ kg/h} + 1.354,38 \text{ kg/h}$$

$$= 7.823,17 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow A_i = m_v \times \frac{h_v - (C_p \times T_1)}{C_p \times (T_1 - T_2)}$$

$$= 7.823,17 \text{ kg} \times \frac{560,9 \text{ kcal/kg} - (1 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times 42^\circ\text{C})}{42^\circ\text{C} - 29^\circ\text{C}} = 312.264,84 \text{ kg/h}$$

d. Air Jatuhan

$$A_j = m_v + \text{Air Injeksi}$$

$$= 7.823,17 \text{ kg/h} + 312.264,84 \text{ kg/h} = 320.088,01 \text{ kg/h}$$

Dari hasil perhitungan yang telah dilakukan di atas, diketahui bahwa sirkulasi air yang terjadi pada stasiun masakan sebagai berikut:

Tabel 6. Sirkulasi Air Stasiun Masakan

No	Keterangan	Nilai
Kebutuhan Air		
1.	Air Siraman Masakan	1.354,38 kg/h
Air Teruapkan		
1.	Air Teruapkan Masakan A	3.895,77 kg/h
2.	Air Teruapkan Masakan C	1.125,08 kg/h
3.	Air Teruapkan Masakan D	1.447,94 kg/h
Air Sirkulasi Di Kondensor		
1.	Air Injeksi	312.264,84 kg/h
2.	Air Jatuhan	320.088,01 kg/h

5. Neraca Air Puteran

a. Air Siraman HGF

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Brix Gula A1} &= \frac{(\text{HK Msk A} - \text{HK Str A})}{(\text{HK Gula A} - \text{HK Str A})} \times \text{Brix Msk A} \\ &= \frac{(80,5 - 60,2)}{(93,2 - 60,2)} \times (92\% \times 25.600,78 \text{ kg/h}) = 14.488,49 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Gula A1} &= \frac{100}{\% \text{brix Gula A1}} \times \text{Brix Gula A1} \\ &= \frac{100}{99} \times 14.488,49 \text{ kg/h} = 14.634,84 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Brix Gula SHS} &= \frac{(\text{HK Gula A} - \text{HK Str A})}{(\text{HK Gula SHS} - \text{HK Str A})} \times \text{Brix Gula A1} \\ &= \frac{(93,2 - 60,2)}{(99,7 - 60,2)} \times 14.488,49 \text{ kg/h} = 12.104,31 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Gula SHS} &= \frac{100}{\% \text{brix Gula SHS}} \times \text{Brix Gula SHS} \\ &= \frac{100}{99,99} \times 12.104,31 \text{ kg/h} = 12.105,52 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Siraman HGF A1} &= \% \text{ Air Siraman HGF} \times \text{Gula A1} \\ &= 10\% \times 14.634,84 \text{ kg/h} = 1.463,48 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Siraman HGF SHS} &= \% \text{ Air Siraman HGF} \times \text{Gula SHS} \\ &= 10\% \times 12.105,52 \text{ kg/h} = 1.210,55 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b. Air Siraman LGF

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Air Siraman LGF C} &= \text{Masakan C} \times \text{kadar air siraman} \\ &= 10.313,19 \text{ kg/h} \times 2\% = 206,26 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\rightarrow \text{Air Siraman LGF D1} = \text{Masakan D} \times \text{kadar air siraman}$$

$$= 7.722,32 \text{ kg/h} \times 2\% = 154,45 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Brix Gula D1} = \frac{(\text{HK Msk D} - \text{HK tetes})}{(\text{HK Gula D1} - \text{HK tetes})} \times \text{Brix msk D}$$

$$= \frac{(60-35)}{(91,4-35)} \times (96\% \times 7.722,32 \text{ kg/h}) = 3.286,09 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Gula D1} = \frac{100}{\% \text{brix Gula D1}} \times \text{Brix Gula D1}$$

$$= \frac{100}{83,5} \times 3.286,09 \text{ kg/h} = 3.935,44 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Siraman LGF D2} = \text{Gula D1} \times \text{kadar air siraman}$$

$$= 3.935,44 \text{ kg/h} \times 2\% = 78,71 \text{ kg/h}$$

Stasiun puteran merupakan stasiun yang berperan memisahkan antara kristal gula dengan larutan induk yang melapisinya dengan menggunakan gaya sentrifugal yang dibantu dengan penyiraman menggunakan air. Kebutuhan air siraman pada stasiun puteran sebagai berikut:

Tabel 7. Kebutuhan Air Siraman Puteran

No.	Keterangan	Nilai
1.	Air Siraman HGF SHS	1.463,48 kg/h
2.	Air Siraman HGF A1	1.210,55 kg/h
3.	Air Siraman LGF C	206,26 kg/h
4.	Air Siraman LGF D1	154,45 kg/h
5.	Air Siraman LGF D2	78,71 kg/h

6. Neraca Air Boiler

a. Air Steam

$$\rightarrow \text{Kebocoran} = (\text{S. JH 3} + \text{S. Evaporator}) \times \% \text{kebocoran}$$

$$= (2.422,67 \text{ kg/h} + 38.320,90 \text{ kg/h}) \times 3\% = 1.222,31 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Jumlah Uap (Q)} = (\text{S. JH 3} + \text{S. Evaporator} + \text{Kebocoran})$$

$$= 2.422,67 \text{ kg/h} + 38.320,9 \text{ kg/h} + 1.222,31 \text{ kg/h} = 41.965,88 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Air Steam} = \frac{\text{Uap}}{1 - (1/\text{cycle})}$$

$$= \frac{41.965,88 \text{ kg}}{1 - (1/10)} = 46.628,76 \text{ kg/h}$$

b. Blowdown

$$\text{Blowdown} = \text{Blowdown\% air} \times \text{Air Steam}$$

$$= 2\% \times 46.628,76 \text{ kg/h} = 932,58 \text{ kg/h}$$

c. Kehilangan Proses

$$\begin{aligned} \text{Safety Water} &= \%SW \times \text{Air Steam} \\ &= 10\% \times 46.628,76 \text{ kg/h} = 4.662,88 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kehilangan Proses} &= \% \text{Kehilangan} \times \text{Air Steam} \\ &= 10\% \times 46.628,76 \text{ kg/h} = 4.662,88 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

d. Air Boiler (Feed Water)

$$\begin{aligned} \text{Air Boiler} &= \text{Air Steam} + \text{Blowdown} + \text{Kehilangan Proses} + \text{SW} \\ &= 46.628,76 \text{ kg/h} + 932,58 \text{ kg/h} + 4.662,88 \text{ kg/h} + 4.662,88 \text{ kg/h} \\ &= 56.887,10 \text{ kg/h} = 57,06 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

Dari Perhitungan yang dilakukan di atas dapat diketahui bahwa untuk memenuhi kebutuhan uap dalam proses diperlukan air sebagai berikut:

Tabel 8. Sirkulasi Air dan Uap pada Boiler

No	Keterangan	Nilai
Kebutuhan Air Pengisi Ketel		
1.	Air Steam	46.628,76 kg/h
2.	Blowdown	932,58 kg/h
3.	Kehilangan Proses	4.662,88 kg/h
4.	Safety Water	4.662,88 kg/h
Uap yang dihasilkan		41.965,88 kg/h

7. Cooling Tower

Tabel 9. Data Perhitungan Kebutuhan Cooling Tower

No.	Keterangan	Nilai
1.	Suhu udara kering (t_{db})	27,5 °C (81,5 °F)
2.	Suhu udara basah (t_{wb})	24,7 °C (76,46 °F)
3.	Debit air Jatuhan (L)	961.945,71 kg/h (2.120.727,27 lb/h)
4.	Suhu Air Jatuhan (T_1)	42 °C (107,6 °F)
5.	Suhu Air Injeksi (T_2)	29 °C (84,2 °F)
6.	Range (R)	23,4

a. Water-air Flow Rate Ratio (L/G)

$$\begin{aligned} \rightarrow t_2 &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{107,6^\circ\text{F} + 84,2^\circ\text{F}}{2} = 95,9^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$h_2 (95,9^\circ\text{F Sat'd}) = 64,76 \text{ Btu/lb d.a.}$$

$$h_1 (t_{wb} = 76,46^\circ\text{F}) = 40,03 \text{ Btu/lb d.a.}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow L/G &= \frac{h_2 - h_1}{C_p \times (T_1 - T_2)} \\ &= \frac{64,76 \text{ Btu/lb d.a.} - 40,03 \text{ Btu/lb d.a.}}{1,0 \times (107,6^\circ\text{F} - 84,2^\circ\text{F})} = 1,06 \end{aligned}$$

b. Tower Characteristic

$$h_a = (40,03 \text{ Btu/lb d.a.})$$

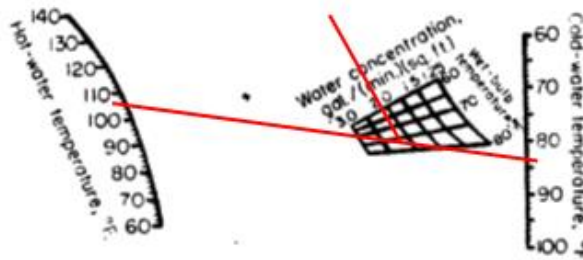
$$h_{sa} = (h_{T2} = 84,2^\circ\text{F}) = 48,46 \text{ Btu/lb d.a.}$$

$$\begin{aligned} \frac{Ka\bar{V}}{\bar{L}} &= \int_{T_2}^{T_1} \frac{1}{(h_{sa} - h_a)} dT \\ &= \int_{84,2}^{107,6} \frac{1}{(48,46 - 40,03)} dT = \int_{84,2}^{107,6} \frac{1}{(8,43)} T \\ &= \left(\frac{1}{8,43} \times 107,6 \right) - \left(\frac{1}{8,43} \times 84,2 \right) = 2,78 \end{aligned}$$

c. Tower Dimention

→ Loading Faktor (\bar{L})

Loading faktor merupakan kecepatan aliran air masuk yang direkomendasikan pada sebuah unit *cooling tower*. Loading faktor yang optimal dapat menentukan fungsi desain suhu, jangkauan, dan pendekatan operasi. Penentuan Loading faktor menggunakan grafik pada buku *Wet Cooling Towers: 'Rule-Of-Thumb' Design and Simulation* yang ditulis oleh Stephen A. Leeper (Juli, 1981), sebagai berikut:



Gambar 5. Grafik Loading Faktor

$$\begin{aligned} \bar{L} &= 2,2 \text{ gpm/ft}_B^2 \\ &= 1.101,54 \text{ lb/h/ft}_B^2 \end{aligned}$$

$$\rightarrow \text{Tinggi isian } (z) = \frac{Ka\bar{V}}{\bar{L}} \times \frac{\bar{L}}{Ka}$$

$$= \frac{2,78 \times 1.101,54 \frac{\text{lb}}{\text{h}} / \text{ft}_B^2}{100} = 30,58 \text{ ft} = 9,32 \text{ m}$$

$$\rightarrow \text{Base Area (B)} = L / \bar{L}$$

$$= \frac{2.120.390,76 \text{ lb/h}}{1.101,54 \frac{\text{lb}}{\text{h}} / \text{ft}_B^2} = 1.924,93 \text{ ft}_B^2$$

$$\rightarrow \text{Volume Isian (V)} = B \times z$$

$$= 1.924,93 \text{ ft}_B^2 \times 30,58 \text{ ft} = 58.857,82 \text{ ft}^3 = 1.666,65 \text{ m}^3$$

d. Kapasitas Cooling Tower

$$Q_{ct} = W_{in} \times C_{air} \times \Delta T$$

$$= 2.120.727,27 \text{ lb/h} \times 1,0 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times (107,6 - 84,2)^\circ\text{F}$$

$$= 49.625.018,12 \text{ Btu} = 14.543,66 \text{ kWh}$$

e. Konsumsi Air

$$\rightarrow \text{Evaporasi (W}_e) = 0,00085 \times W_{in} \times \Delta T$$

$$= 0,00085 \times 961.628,46 \text{ kg/h} \times (42-29)^\circ\text{C} = 10.657,85 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Draft Loss (W}_d) = \text{Draft loss\% air} \times W_{in}$$

$$= 0,2\% \times 961.628,46 \text{ kg/h} = 1.923,26 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Blowdown (W}_b) = W_e / (S-1)$$

$$= \frac{10.657,85 \text{ kg/h}}{5-1} = 2.656,50 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \text{Make Up water (M}_{ct})$$

$$= W_e + W_d + W_b$$

$$= 10.657,85 \text{ Kg/h} + 1.929,02 \text{ kg/h} + 2.664,46 \text{ kg/h}$$

$$= 15.205,75 \text{ kg/h} = 15,25 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rightarrow \text{Make Up water berkala}$$

$$= 20\% \times 961.628,46 \text{ kg/h} = 192.325,70 \text{ kg/h}$$

f. Efisiensi Cooling Tower

$$\cap \text{CT} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_{wb}} \times 100\%$$

$$= \frac{107,6^\circ\text{F} - 84,2^\circ\text{F}}{107,6^\circ\text{F} - 76,46^\circ\text{F}} \times 100\% = 75,14\%$$

g. Daya Pompa

$$\rightarrow H_p = z + 10$$

$$= 30,58 \text{ ft} + 10 = 40,58 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Daya Pompa } (P_p) &= \frac{L \times H_p}{1,98 \times 10^6 \times e_f} \\ &= \frac{2.120.390,76 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 40,58 \text{ft}}{1,98 \times 10^6 \times 0,9} = 54,32 \text{ hp} = 40,5 \text{ kWh} \end{aligned}$$

h. Daya Kipas

Dalam menentukan daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan kipas, perlu diketahui densitas air dan udara yang berada di sekitar *cooling tower*. Dalam menentukan nilai tersebut diketahui nilai kelembapan udara (H_t) pada suhu ($t_2 = 95,9$ °F) sebesar 0,037828 H₂O/lba.

$$\begin{aligned} \rightarrow \rho \text{ w. v.} &= \frac{26,6525}{H_t(t+460)} \\ &= \frac{26,6525}{0,037828 \times (95,9+460)} = 1,25 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \rho \text{ d. a.} &= \frac{42,6439}{t+460} \\ &= \frac{42,6439}{95,9+460} = 0,07675 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \rho \text{ w. a.} &= \frac{(1+H_t)(\rho \text{ w. v.} \times \rho \text{ d. a.})}{(\rho \text{ w. v.} + \rho \text{ d. a.})} \\ &= \frac{(1+0,037828) \times (1,25 \times 0,07675)}{(1,25+0,07675)} = 0,0750 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow G &= \frac{L}{(L/G)} \\ &= \frac{2.120.390,76}{1,06} = 2.000.368,64 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Kipas } (F) &= \frac{(1+H_t)G}{60 \times \rho \text{ w. a.}} \\ &= \frac{(1+0,037828) \times 2.000.368,64 \text{ lb/h}}{60 \times 0,0750 \text{ lb/ft}^3} = 461.341,91 \text{ (ft}^3/\text{min)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Daya Kipas } (P_F) &= \frac{F}{8000} \\ &= \frac{461.341,91 \text{ ft}^3/\text{min}}{8000} = 57,67 \text{ hp} = 43,01 \text{ kWh} \end{aligned}$$

i. Surplus *Cooling Tower*

$$\begin{aligned} \text{Surplus ct} &= A_j - (A_i + W_e + W_d + W_b) \\ &= 961.945,71 \text{ kg/h} - (938.324,67 \text{ kg/h} + 10.657,85 \text{ kg/h} + 1.923,26 \\ &\quad \text{kg/h} + 2656,50 \text{ kg/h}) = 8.383,43 \text{ kg/h} = 8,409 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari perhitungan penentuan kebutuhan *cooling tower* di atas dapat diketahui bahwa *cooling tower* memiliki sirkulasi air sebagai berikut:

Tabel 10. Sirkulasi Air Pada *Cooling Tower*

No	Keterangan	Nilai
Air Masuk		
1.	Air Jatuhan	961.945,71 kg/h
Air Keluar		
1.	Air Teruapkan	10.657,85 kg/h
2.	Air Blowdown	2.656,50 kg/h
3.	Air Drift Loss	1.923,26 kg/h
4.	Air Injeksi	938.324,67 kg/h
Surplus <i>Cooling Tower</i>		8.383,43 kg/h

8. Kolam Pendingin Air Limbah

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Debit} &= (\text{Limbah Cair} \times \text{Tebu}) + \text{Surplus ct} \\ &= (15 \text{ m}^3/\text{tc} \times 137,5 \text{ ton/h}) + 8,409 \text{ m}^3 = 2.070,9 \text{ m}^3/\text{h} = 2.070.900 \text{ l/h} \\ &= 2.064.687,3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Over Flow (OF)} &= 25\% \times \text{Debit} \\ &= 25\% \times 2.070,9 \text{ m}^3/\text{h} = 517,73 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{LP} &= \frac{\text{Debit} + \text{OF}}{H} \\ &= \frac{2.070,9 \text{ m}^3 + 517,73 \text{ m}^3}{3,5 \text{ m}} = 739,61 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Water Outlet} &= \text{Debit} - (\text{Debit} \times \text{padatan}) \\ &= 2.070.900 \text{ l/h} - (2.070.900 \text{ l/h} \times 25\%) \\ &= 1.553.175 \text{ l/h} = 1.553,175 \text{ m}^3/\text{h} = 1.548.515,48 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

9. Nilai Ekonomis

Pada pengambilan air tanah untuk kebutuhan industri akan dikenakan pajak daerah, dimana rata-rata tarif pajak air tanah di Indonesia sebesar 20%, Faktor nilai air untuk pabrik dengan bahan baku air sebesar 4,12-13,78, dan harga air baku (HAB) sebesar Rp 1.648 /m³ – Rp 5.488 /m³.

a. Biaya Tanpa *Closed Loop System*

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{NPA boiler} &= \text{Volume} \times \text{Faktor nilai air} \times \text{HAB} \\ &= 58,46 \text{ m}^3/\text{h} \times 5,72 \times \text{Rp } 2.288 \text{ /m}^3 = \text{Rp } 765.105 \text{ /h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{Pajak boiler (P1)} &= \text{tarif pajak} \times \text{NPA boiler} \\ &= 20\% \times \text{Rp } 765.105 \text{ /h} = \text{Rp } 153.021 \text{ /h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{NPA } A_i &= \text{Volume} \times \text{Faktor nilai air} \times \text{HAB} \\ &= 941,15 \text{ m}^3/\text{h} \times 7,38 \times \text{Rp } 2.952 /\text{m}^3 = \text{Rp } 20.503.668 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Pajak } A_i \text{ (P2)} &= \text{tarif pajak} \times \text{NPA } A_i \\ &= 20\% \times \text{Rp } 20.503.668 /\text{h} = \text{Rp } 4.100.734 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Biaya Total (a)} &= P_1 + P_2 \\ &= \text{Rp } 153.021 /\text{h} + \text{Rp } 4.100.734 /\text{h} = \text{Rp } 4.253.755 /\text{h} \end{aligned}$$

b. Biaya Dengan *Closed Loop System*

$$\begin{aligned} \rightarrow \text{NPA } c_t &= \text{Volume} \times \text{Faktor nilai air} \times \text{HAB} \\ &= 15,25 \text{ m}^3/\text{h} \times 4,18 \times \text{Rp } 1.672 /\text{m}^3 = \text{Rp } 106.593 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Pajak } c_t &= \text{tarif pajak} \times \text{NPA } c_t \\ &= 20\% \times \text{Rp } 106.593 /\text{h} = \text{Rp } 21.319 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Daya } c_t &= P_p + P_f \\ &= 40,5 \text{ Kwh} + 43,01 \text{ kWh} = 83,51 \text{ kWh} \\ \rightarrow \text{Biaya Operasional} &= \text{Daya } c_t \times \text{tarif listrik} \\ &= 83,51 \text{ kWh} \times \text{Rp } 1.114,74 /\text{kWh} = \text{Rp } 93.092 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Biaya Perawatan} &= 1\% \times \text{HB } c_t \\ &= 1\% \times \text{Rp } 480.000.000 = \text{Rp } 4.800.000 /\text{periode} = \text{Rp } 13.334 /\text{h} \\ \rightarrow \text{Biaya Total (b)} &= \text{Pajak } c_t + \text{Biaya Operasional} + \text{Biaya Perawatan} \\ &= \text{Rp } 21.319 /\text{h} + \text{Rp } 93.092 /\text{h} + \text{Rp } 13.334 /\text{h} = \text{Rp } 127.745 /\text{h} \end{aligned}$$

c. Nilai Ekonomis

$$\begin{aligned} \text{Nilai Ekonomis} &= \frac{(a-b)}{a} \times 100\% \\ &= \frac{(\text{Rp } 4.253.755 - \text{Rp } 127.745)}{\text{Rp } 4.253.755} \times 100\% = 96,99\% \end{aligned}$$

Dari nilai perhitungan di atas diketahui bahwa dengan menerapkan *closed loop water system* akan dapat menghemat hingga 96,99% biaya operasional dari kebutuhan air proses, air boiler, dan air pendingin pada pabrik gula.

C. Pembahasan

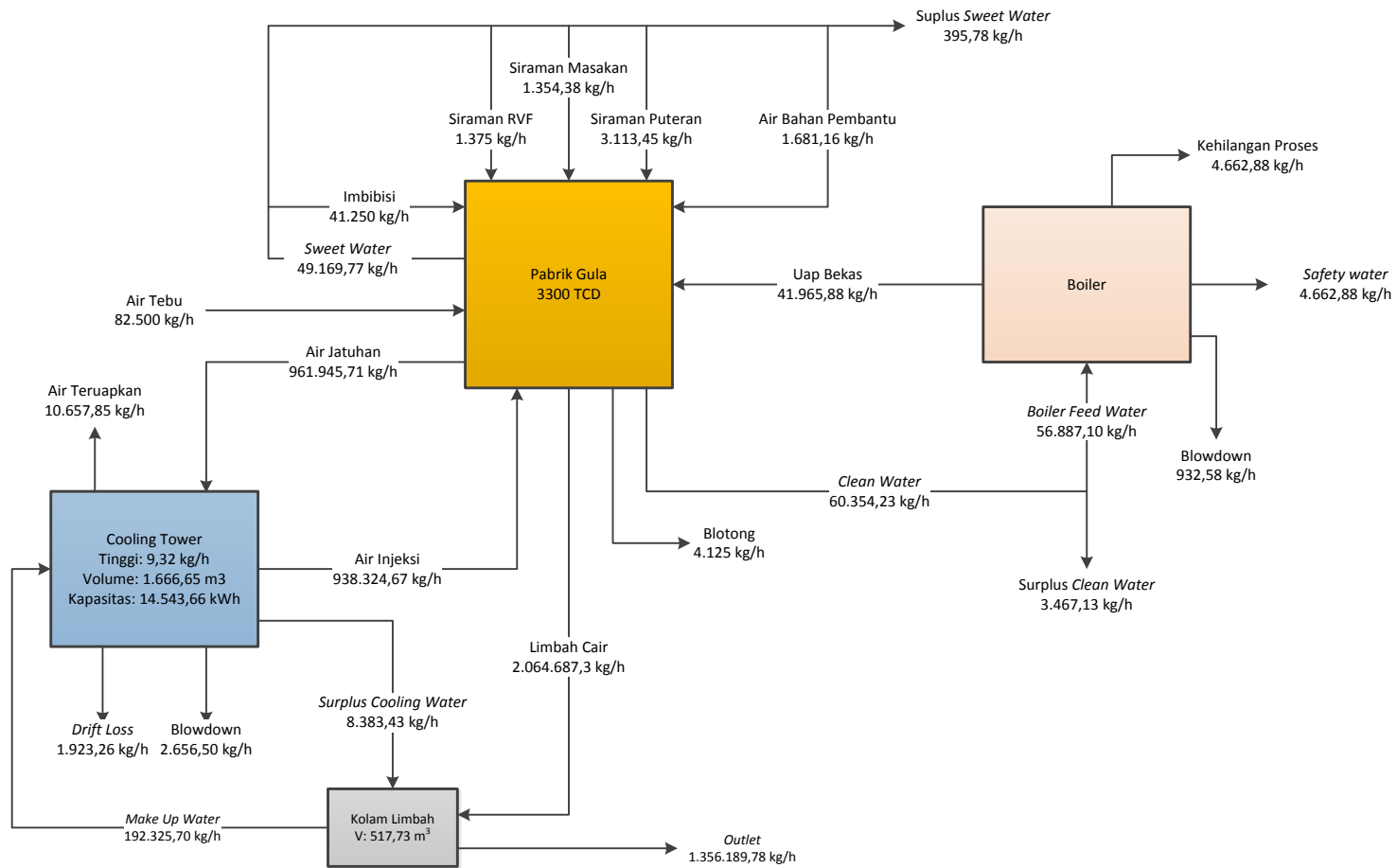
Air merupakan salah satu kebutuhan yang perlu dipenuhi pada pabrik gula, yang mana air pada pabrik gula berperan sebagai air proses, air boiler,

dan air pendingin. Dalam memenuhi kebutuhan air tersebut, pabrik gula menggunakan air yang berasal dari air kondensat, air sumur, dan/atau air sungai. Penggunaan air dari sumur dan sungai oleh pabrik akan dikenakan pajak daerah pada setiap m^3 air yang diambil. Oleh karena hal tersebut, untuk menekan biaya penggunaan air, pabrik dapat menerapkan penggunaan *closed loop water system* yang dapat memastikan air akan tetap bersirkulasi dalam sistem tertutup, yang memungkinkan penggunaan air yang sama berkali-kali. Sehingga akan mengurangi penggunaan air sungai dan sumur.

Penerapan *closed loop water system* pada pabrik gula akan sangat menguntungkan, dimana pabrik hanya perlu menyediakan air pada saat awal giling. Saat giling telah berlangsung kebutuhan air proses seperti imbibisi, siraman RVF, siraman masakan, dan siraman puteran dapat dipenuhi dengan menggunakan *sweet water*. Kemudian untuk kebutuhan air pengisi boiler dapat dipenuhi dengan menggunakan *clean water*. Kelebihan (surplus) dari *sweet water* dari penggunaan di atas dapat digunakan sebagai pemenuhan air pada penyediaan bahan pembantu seperti susu kapur dan flokulan, namun perlu dilakukan pendinginan terlebih dahulu untuk air yang akan digunakan. Proses pendinginan *sweet water* tersebut dapat dilakukan dengan menampung pada tangki terbuka dan/atau menggunakannya sebagai pemanas pembantu pada nira mentah yang akan masuk dalam stasiun pemurnian. Sedangkan kebutuhan air pendingin (air injeksi) pada kondensor dapat dipenuhi oleh air jatuhan yang telah didinginkan pada unit pendingin (*cooling tower*). Dalam mencegah adanya air injeksi yang jenuh oleh kandungan gula dapat dilakukan *make up water* dengan menggunakan air hasil pengolahan pada kolam limbah cair. Penerapan sistem di atas akan membuat kebutuhan air pada pabrik gula dapat dipenuhi oleh pabrik gula itu sendiri dan dapat mengurangi ketergantungan pada penggunaan air sumber (air sumur dan air sungai), bahkan dapat memberikan kelebihan air yang diproduksi pada kebutuhan di luar proses atau dialirkan ke lingkungan sekitar. Kelebihan air dikarenakan kebutuhan air pabrik lebih sedikit bila dibandingkan dengan air yang diproduksi selama proses berlangsung pada pabrik tersebut.

Penerapan *closed loop water sytem* seperti yang dijelaskan di atas dapat dilakukan dengan melakukan perancangan kebutuhan air pabrik gula mulai dari air proses, air boiler, dan air pendingin serta jumlah air yang terikut masuk pada tebu. Diketahui bahwa kebutuhan air proses sebesar 48.773,99 kg/h, air injeksi pada kondensor sebesar 938.324,67 kg/h dan air pengisi boiler sebesar 56.887,10 kg/h. Semua kebutuhan air tersebut dapat dipenuhi dengan adanya air yang dihasilkan dalam pabrik gula. *Sweet water* yang dihasilkan sebesar 49.169,77 kg/h yang akan digunakan kembali sebagai pemenuhan kebutuhan air proses dan masih menghasilkan surplus sebesar 395,78 kg/h. *Clean water* yang dihasilkan sebesar 60.354,23 kg/h yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pengumpan boiler sebesar 56.887,10 kg/h dan surplus yang dihasilkan sebesar 3.467,13 kg/h. Serta air jatuhan yang dihasilkan sebesar 961.945,71 kg/h yang akan didinginkan terlebih dahulu pada *cooling tower* untuk dapat digunakan sebagai air pendingin, dari pendinginan yang dilakukan masih menghasilkan kelebihan air sebesar 8.383,43 kg/h. *Cooling tower* dengan kapasitas 14.543,66 kWh dibutuhkan dalam mencapai keadaan tersebut. Dalam mencegah keadaan jenuh dari air jatuhan pada *cooling tower*, diperlukan *make up water* secara berkala, dalam pemenuhan ini dapat digunakan air hasil olah dari kolam limbah yang mampu menghasilkan air dingin dengan jumlah 1.548.515,48 kg/h, sedangkan dalam pemenuhan *make up cooling tower* hanya sebesar 192.325,70 kg/h. Kelebihan air ini dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam lingkungan pabrik di luar proses maupun dapat langsung dialirkan ke lingkungan. Desain dari penerapan *closed loop water system* dapat dilihat pada gambar di bawah ini.

DESAIN CLOSED LOOP WATER SYSTEM



Gambar 6. Desain Closed Loop Water System

Desain *closed loop water system* diatas dapat digambarkan dalam tabel berikut ini.

Tabel 11. Kelebihan Air Dari Penerapan *Closed Loop Water System*

No	Data	Nilai
Pabrik Gula 3300 TCD		
1	Air Masuk Proses	
	Air tebu	82.500 kg/h
2	Air Yang Diproduksi	
	<i>Clean Water</i>	60.354,23 kg/h
	<i>Sweet Water</i>	49.169,77 kg/h
3	Kebutuhan Air	
	Air Imbibisi	41.250 kg/h
	Air Siraman RVF	1.375 kg/h
	Air Siraman Masakan	1.354,38 kg/h
	Air Siraman Puteran	3.113,45 kg/h
	Air Bahan Pembantu	1.681,16 kg/h
4	Kehilangan Air	
	Air Blotong	4.125 kg/h
	Air Ampas	1.788 kg/h
5	Air Sisa Produksi (<i>Sweet Water</i>)	395,78 kg/h
Boiler		
1	Air Masuk	
	<i>Clean Water</i>	60.354,23 kg/h
2	Kebutuhan Air	
	Air Steam	46.628,76 kg/h
	Blowdown	932,58 kg/h
	Kehilangan Proses	4.662,88 kg/h
	<i>Safety Water</i>	4.662,88 kg/h
3	Steam Yang dihasilkan	41.965,88 kg/h
4	Kelebihan air (<i>Clean Water</i>)	3.467,13 kg/h
Cooling Tower		
1	Air Masuk	
	Air Jatuhan	961.945,61 kg/h
	Make Up Water	192.325,70 kg/h
2	Air Keluar	
	Air Teruapkan	10.657,85 kg/h
	<i>Drift Loss</i>	1.923,26 kg/h
	Blowdown	2.656,50 kg/h
	Air Injeksi	938.324,67 kg/h
3	Kelebihan Air <i>Cooling Tower</i>	8.383,43 kg/h

Kolam Limbah		
1	Limbah Masuk	
	Limbah Cair	2.064.687,3 kg/h
	Kelebihan Air <i>Cooling Tower</i>	8.383,43 kg/h
2	Penggunaan Kembali	
	Make Up Water <i>Cooling Tower</i>	192.325,70 kg/h
3	Kelebihan Air Hasil Olah IPAL	1.356.189,78 kg/h
Total Air Yang Dihasilkan		
1	Air Sisa Produksi (Sweet Water)	395,78 kg/h
2	Kelebihan air (Clean Water)	3.467,13 kg/h
3	Kelebihan Air <i>Cooling Tower</i>	8.383,43 kg/h
4	Kelebihan Air Hasil Olah IPAL	1.356.189,78 kg/h
Total		1.368.436,12 kg/h

Dari tabel di atas dapat diketahui bahwa penerapan konsep closed loop water system pada pabrik gula akan memberikan kelebihan air selama proses produksi berlangsung.

BAB V

PENUTUP

A. Kesimpulan

Berdasarkan perhitungan dan perancangan yang telah dilakukan diatas diketahui bahwa dalam upaya mencapai *closed loop water system* pada pabrik gula kapasitas 3300 TCD perlu diketahui kebutuhan air proses, air pengisi boiler, dan air pendingin serta air yang bersirkulasi pada *cooling tower* hingga didapatkan data sebagai berikut:

1. Air Proses

Kebutuhan air	= 48.773,99 kg/h
<i>Sweet water</i>	= 49.169,77 kg/h
Surplus	= 394,78 kg/h

2. Air Boiler

<i>Boiler feed water</i>	= 56.887,10 kg/h
<i>Clean water</i>	= 60.354,23 kg/h
Surplus	= 3.467,13 kg/h

3. Sistem Pendingin

Air jatuhan	= 961.945,71 kg/h
<i>Drift loss</i>	= 1.923,26 kg/h
Blowdown	= 2.656,50 kg/h
Air teruapkan	= 10.657,85 kg/h
Air injeksi	= 938.324,67 kg/h
Surplus	= 8.383,43 kg/h

4. Kolam Limbah

<i>Water Inlet</i>	= 2.064.687,3 kg/h
<i>Make Up Cooling tower</i>	= 192.325,70 kg/h
<i>Water Outlet</i>	= 1.548.515,48 kg/h

Dalam mewujudkan konsep *closed loop water system* tersebut, *sweet water* yang dihasilkan akan digunakan sepenuhnya sebagai air proses dan

clean water sebagai air pengisi boiler. Sedangkan untuk memenuhi kebutuhan air pendingi diperlukan *cooling tower* berkapasitas 14.543,66 kWh.

B. Saran

Penelitian ini masih belum sempurna, yang mana pada penelitian ini didasarkan pada angka-angka standar yang didapatkan oleh penulis selama melakukan penelitian. Sehingga masih diperlukan penelitian lebih lanjut dan terutama penelitian secara observasi terhadap keadaan lapangan, dengan demikian penerapan konsep *closed loop water system* pada pabrik gula akan lebih sesuai dengan lingkungan pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

- Buckman. 2017. *The Cooling Water Handbook, A Basic Guide to Understanding Industrial Cooling Water Systems and Their Treatment*. www.buckman.com. Diakses pada 4 Mei 2022.
- Hasan, Khodim A. 2019. *Evaluasi Penerapan Water Close Loop System Dengan Dasar Perhitungan Water Balance di Pabrik Gula Madukismo*. Yogyakarta. Politeknik LPP Yogyakarta.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering. 3rd*. Amsterdam. Elsevier Publishing Company.
- Leeper, Stephen A. 1981. *Wet Cooling Towers: 'Rule-Thumb' Design and Simulation*. U.S. Department of Energy.
- M. Ikan, & Yulianto Sulis. 2018. *Redesign Plate Heat Exchanger pada Closed Cooling Water System PLTGU Kapasitas 740 MW*. Jurnal.umj.ac.id/index.php/semnastek. Diakses pada 28 April 2022.
- N.Kremmer, Frank. 1988. *The NALCO Water Handbook Second Edition*. Mc. Graw Hill Company. New York
- Rein, P. 2007. *Cane Sugar Engineering*. Berlin. Verlag Dr. Albert Bartens KG.
- Soemohandojo Toat. 2009. *Pengantar Injineriing Pabrik Gula*. Surabaya. Maskibi dan Bintang Surabaya.
- Zulfiqqih, R.M. 2020. *Perencanaan Sistem Pengolahan Siklus Air Injeksi dalam Upaya Mencapai Close Loop Water System pada Pabrik Gula dengan Kapasitas 4000 TCD*. Yogyakarta. Politeknik LPP Yogyakarta.

LAMPIRAN

Lampiran 1. Tabel Kelembapan Udara dan Uap Air

Properties of Mixtures of Air and Saturated Water Vapor*											
Table Based on Barometric Pressure of 29.92 Inches.											
TEMP. F	HUMIDITY RATIO - WEIGHT OF SATURATED VAPOR PER POUND OF DRY AIR		ENTHALPY OF 1 LB. OF DRY AIR ABOVE OF F IN BTU	ENTHALPY OF (SATU- RATED) VAPOR, BTU	ENTHALPY OF MIXTURE OF 1 LB. OF DRY AIR WITH VAPOR TO SATURATE IT IN BTU	TEMP. F	HUMIDITY RATIO - WEIGHT OF SATURATED VAPOR PER POUND OF DRY AIR		ENTHALPY OF 1 LB. OF DRY AIR ABOVE OF F IN BTU	ENTHALPY OF (SATU- RATED) VAPOR, BTU	ENTHALPY OF MIXTURE OF 1 LB. OF DRY AIR WITH VAPOR TO SATURATE IT IN BTU
	POUNDS	GRAINS					POUNDS	GRAINS			
0	0.000787	5.51	0.0	0.835	0.835	75	.01882	131.7	18.018	20.59	38.61
2	.000874	6.12	0.480	0.928	1.408	76	.01948	136.4	18.259	21.31	39.57
4	.000969	6.78	0.961	1.030	1.991	77	.02016	141.1	18.499	22.07	40.57
6	.001074	7.52	1.441	1.142	2.583	78	.02086	146.0	18.740	22.84	41.58
8	.001189	8.32	1.922	1.266	3.188	79	.02158	151.1	18.980	23.64	42.62
10	.001315	9.21	2.402	1.401	3.803	80	.02233	156.3	19.221	24.47	43.69
12	.001454	10.18	2.882	1.550	4.432	81	.02310	161.7	19.461	25.32	44.78
14	.001606	11.24	3.363	1.713	5.076	82	.02389	167.2	19.702	26.20	45.90
16	.001772	12.40	3.843	1.892	5.735	83	.02471	173.0	19.942	27.10	47.04
18	.001953	13.67	4.324	2.088	6.412	84	.02555	178.9	20.183	28.04	48.22
20	.002152	15.06	4.804	2.302	7.106	85	.02642	184.9	20.423	29.01	49.43
22	.002369	16.58	5.284	2.536	7.820	86	.02731	191.2	20.663	30.00	50.66
24	.002606	18.24	5.765	2.792	8.557	87	.02824	197.7	20.904	31.03	51.93
26	.002865	20.06	6.245	3.072	9.317	88	.02919	204.3	21.144	32.09	53.23
28	.003147	22.03	6.726	3.377	10.103	89	.03017	211.2	21.385	33.18	54.56
30	.003454	24.18	7.206	3.709	10.915	90	.03118	218.3	21.625	34.31	55.93
32	.003788	26.52	7.686	4.072	11.758	91	.03223	225.6	21.865	35.47	57.33
33	.003944	27.61	7.927	4.242	12.169	92	.03330	233.1	22.106	36.67	58.78
34	.004107	28.75	8.167	4.418	12.585	93	.03441	240.9	22.346	37.90	60.25
35	.004275	29.93	8.407	4.601	13.008	94	.03556	248.9	22.587	39.18	61.77
36	.004450	31.15	8.647	4.791	13.438	95	.03673	257.1	22.827	40.49	63.32
37	.004631	32.42	8.887	4.987	13.874	96	.03795	265.7	23.068	41.85	64.92
38	.004818	33.73	9.128	5.191	14.319	97	.03920	274.4	23.308	43.24	66.55
39	.005012	35.08	9.368	5.403	14.771	98	.04049	283.4	23.548	44.68	68.23
40	.005213	36.49	9.608	5.622	15.230	99	.04182	292.7	23.789	46.17	69.96
41	.005421	37.95	9.848	5.849	15.697	100	.04319	302.3	24.029	47.70	71.73
42	.005638	39.47	10.088	6.084	16.172	101	.04460	312.2	24.270	49.28	73.55
43	.005860	41.02	10.329	6.328	16.657	102	.04606	322.4	24.510	50.91	75.42
44	.006091	42.64	10.569	6.580	17.149	103	.04756	332.9	24.751	52.59	77.34
45	.00633	44.31	10.809	6.841	17.650	104	.04911	343.8	24.991	54.32	79.31
46	.00658	46.06	11.049	7.112	18.161	105	.0507	355.	25.232	56.11	81.34
47	.00684	47.88	11.289	7.391	18.680	106	.0523	366.	25.472	57.95	83.42
48	.00710	49.70	11.530	7.681	19.211	107	.0540	378.	25.713	59.85	85.56
49	.00737	51.59	11.770	7.981	19.751	108	.0558	391.	25.953	61.80	87.76
50	.00766	53.62	12.010	8.291	20.301	109	.0576	403.	26.194	63.82	90.03
51	.00795	55.65	12.250	8.612	20.862	110	.0594	416.	26.434	65.91	92.34
52	.00826	57.82	12.491	8.945	21.436	111	.0614	430.	26.675	68.05	94.72
53	.00857	59.99	12.731	9.289	22.020	112	.0633	443.	26.915	70.27	97.18
54	.00889	62.23	12.971	9.644	22.615	113	.0654	458.	27.156	72.55	99.71
55	.00923	64.61	13.211	10.01	23.22	114	.0675	473.	27.397	74.91	102.31
56	.00958	67.06	13.452	10.39	23.84	115	.0696	487.	27.637	77.34	104.98
57	.00993	69.51	13.692	10.79	24.48	116	.0719	503.	27.878	79.85	107.73
58	.01030	72.10	13.932	11.19	25.12	117	.0742	519.	28.119	82.43	110.55
59	.01069	74.83	14.172	11.61	25.78	118	.0765	536.	28.359	85.10	113.46
60	.01108	77.56	14.413	12.05	26.46	119	.0790	553.	28.600	87.86	116.46
61	.01149	80.43	14.653	12.50	27.15	120	.0815	570.	28.841	90.70	119.54
62	.01191	83.37	14.893	12.96	27.85	125	.0954	668.	30.044	106.4	136.44
63	.01235	86.45	15.134	13.44	28.57	130	.1116	781.	31.248	124.7	155.9
64	.01280	89.60	15.374	13.94	29.31	135	.1308	916.	32.452	146.4	178.9
65	.01326	92.82	15.614	14.45	30.06	140	.1534	1074.	33.655	172.0	205.7
66	.01374	96.18	15.855	14.98	30.83	145	.1803	1262.	34.859	202.5	237.4
67	.01424	99.68	16.095	15.53	31.62	150	.2125	1488.	36.063	239.2	275.3
68	.01475	103.3	16.335	16.09	32.42	155	.2514	1760.	37.267	283.5	320.8
69	.01528	107.0	16.576	16.67	33.25	160	.2990	2093.	38.472	337.8	376.3
70	.01582	110.7	16.816	17.27	34.09	165	.3581	2507.	39.677	405.3	445.0
71	.01639	114.7	17.056	17.89	34.95	170	.4327	3028.9	40.882	490.6	531.5
72	.01697	118.8	17.297	18.53	35.83	175	.5292	3704.4	42.087	601.1	643.2
73	.01757	123.0	17.537	19.20	36.74	180	.6578	4604.6	43.292	746.5	791.8
74	.01819	127.3	17.778	19.88	37.66	185	.8363	5854.1	44.498	933.2	997.7
						190	1.099	7693.	45.704	1255.0	1301.0
						200	2.285	16065.	48.119	2629.0	2677.0