

EVALUASI KEBUTUHAN UAP PEMANAS PENDAHULUAN PADA STASIUN PEMURNIAN PG KEBON AGUNG MALANG

Trian Caesar Bimantara¹, Dyah Ratna Wulan¹, M. Alaik Nailal Huda²

¹Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang, Jl. Soekarno Hatta No. 9, Malang 65141, Indonesia

²Jl. Raya Kebonagung, Sonosari, Kebonagung, Kec. Pakisaji, Kabupaten Malang 65162, Jawa Timur, Indonesia

trian497@gmail.com ; [ratnawln15@gmail.com] ; [alaik.nh@gmail.com]

ABSTRAK

Heat exchanger merupakan alat yang digunakan untuk menaikkan atau menurunkan temperatur antara dua fluida atau lebih. Prinsip kerja dari *heat exchanger* adalah fluida dengan temperatur yang lebih tinggi akan memindahkan panas ke fluida dengan temperatur yang lebih rendah. Pada stasiun pemurnian terdapat peningkatan temperatur menggunakan alat pemanas pendahuluan (PP) dengan tipe *shell and tube heat exchanger*. Pada proses pemurnian temperatur nira mentah yang masuk pada pemanas pendahuluan tidak sesuai dengan kondisi optimal seperti pada desain, di industri gula temperatur nira perlu diperhatikan, sehingga diperlukan perhitungan neraca massa, neraca panas, dan kebutuhan *steam* agar temperatur nira jernih yang dihasilkan sesuai dengan kondisi operasi yang optimal. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui kebutuhan *steam* pada pemanas pendahuluan 0, 1, dan 2 pada proses pemurnian. Tahapan yang dilakukan pada penelitian ini adalah mengambil data desain dan data aktual lalu dilakukan perhitungan. Data aktual yang diperlukan adalah kapasitas giling, *brix* nira mentah, tekanan uap bekas, tekanan uap akhir, dan temperatur nira pada setiap pemanas pendahuluan. Hasil penelitian didapatkan bahwa kebutuhan *steam* pada PP 1, 2, dan 3 secara berturut – turut adalah 13,90; 18,59; dan 21,38 ton/jam. Hal ini dapat disimpulkan bahwa terdapat kenaikan kebutuhan *steam* yang cukup tinggi pada PP – 0 dan PP – 1.

Kata kunci: *heat exchanger, kebutuhan steam, pemanas pendahuluan*

ABSTRACT

A heat exchanger is a device used to increase or decrease the temperatur between two or more fluids. The working principle of a heat exchanger is that a fluid with a higher temperatur will transfer heat to a fluid with a lower temperatur. At the purification station, the temperatur increases using a preheating device (PP) with a shell and tube heat exchanger type. In the purification process, the temperatur of the raw sap entering the preheater does not match the optimal conditions as in the design. In the sugar industry, the temperatur of the sap needs to be taken into account, so it is necessary to calculate the mass balance, heat balance and steam requirements so that the temperatur of the clear sap produced is in accordance with operating conditions. the optimal one. This research aims to determine the steam requirements for preheaters 0, 1, and 2 in the purification process. The stages carried out in this research were to take design data and actual data and then carry out calculations. The actual data required is milling capacity, raw sap brix, used steam pressure, final steam pressure, and sap temperatur at each preheater. The research results showed that the steam requirements for PP 1, 2, and 3 respectively were 13.90; 18.59; and 21.38 tons/hour. It can be concluded that there is a fairly high increase in steam demand at PP – 0 and PP – 1.

Keywords: *heat exchanger, steam requirements, preheater*

1. PENDAHULUAN

Industri yang bergerak di bidang perkebunan memiliki kemampuan sebagai *leading sector* dalam pertumbuhan ekonomi, lapangan pekerjaan dan perbaikan distribusi pendapatan [1]. Salah satu industri perkebunan tersebut adalah industri gula. Gula adalah salah satu komoditas yang sangat penting bagi masyarakat Indonesia. Gula banyak digunakan bahan pemanis utama pada industri makanan atau minuman [2]. Industri gula di Indonesia sudah tidak mampu mengimbangi kebutuhan konsumen untuk memproduksi gula jika kenaikan angka konsumsi gula di Indonesia tidak dibarengi dengan kenaikan jumlah produksi gula, maka pemerintah akan terpaksa melakukan impor untuk menutupi kebutuhan konsumsi gula tersebut. Pada tahun 2021, Indonesia melakukan impor gula sebesar 5.483 ton gula, dan pada tahun 2022 terjadi peningkatan impor gula yang cukup signifikan yaitu sebesar 6.008 ton gula [3]. Sehingga produksi gula di industri perlu terus ditingkatkan.

Pada umumnya industri gula memproses tebu melalui beberapa tahapan proses hingga terbentuk gula yaitu stasiun timbangan, stasiun gilingan, stasiun pemurnian, stasiun penguapan, stasiun masakan, stasiun puteran, dan tahapan terakhir yaitu stasiun pengemasan [4]. Nira tebu yang diperas mempengaruhi kualitas dari gula [5]. Kriteria kualitas gula di Indonesia dibedakan menjadi 2 yaitu GKP 1 dan GKP 2 yang sudah mengacu pada Standar Nasional Indonesia (SNI 3140:3:2010) yang menjelaskan mengenai gula kristal [6]. Salah satu stasiun yang berperan penting memengaruhi kualitas gula adalah stasiun pemurnian. Pada stasiun pemurnian, alat pemanas pendahuluan (PP) dengan tipe shell and tube heat exchanger digunakan untuk memanaskan nira untuk mengurangi kelarutan gula, mengurangi viskositas dan mempercepat pengendapan pada proses pemurnian. Diperlukan kinerja heat exchanger yang optimal agar kualitas gula terjaga sesuai SNI.

Heat exchanger merupakan alat yang digunakan untuk menaikkan atau menurunkan temperatur di antara dua fluida atau lebih [7]. Prinsip kerja dari heat exchanger adalah fluida dengan temperatur yang lebih tinggi akan memindahkan panas ke fluida dengan temperatur yang lebih rendah [8]. Saat ini, sudah terdapat beberapa tipe heat exchanger yaitu shell and tube heat exchanger (STHE), double pipe heat exchanger (DPHE), dan air cooled heat exchanger [9]. Pada industri sudah umum jika alat heat exchanger bertipe shell and tube digunakan pada suatu proses produksi. Hal ini, dikarenakan heat exchanger dengan tipe STHE memiliki beberapa kelebihan yaitu perawatan yang mudah, memiliki luas perpindahan panas per satuan volume yang luas, dan tersedia dalam berbagai bahan konstruksi [10]. Heat exchanger memiliki dua komponen penting yaitu shell dan tube. Pada industri gula media pemanas yang sering kali digunakan adalah uap bleeding. Uap bleeding merupakan uap hasil penguapan nira yang digunakan sebagai sumber panas untuk memanaskan nira atau bahan lainnya pada proses pembuatan gula [11].

Pada penelitian terdahulu pabrik gula yang baik adalah yang memiliki ampas tebu dengan kondisi yang baik, produksi dan konsumsi uap yang baik, dan instalasi alat giling yang baik [12]. Selain itu, pabrik gula yang efisien adalah pabrik gula yang menggunakan sumber energi dari bagasse, tanpa menggunakan sumber energi bahan bakar yang lain [13]. Pemanas pendahuluan yang dibahas pada penelitian ini adalah pemanas pendahuluan (PP) 1, 2, dan 3. Pada proses pemurnian, temperatur nira mentah yang masuk (45°C) pada pemanas pendahuluan tidak sesuai dengan kondisi optimal seperti pada desain (60°C). Jika hal ini dibiarkan, maka temperatur nira jernih yang dihasilkan oleh pemanas pendahuluan

tidak akan memenuhi kondisi yang optimal, sehingga menyebabkan terhambatnya proses pemurnian nira [14]. Maka dari itu, perlu dilakukan perhitungan neraca massa, neraca panas, dan kebutuhan steam agar nira jernih yang dihasilkan sesuai dengan desain dan mutu gula terjaga.

2. METODOLOGI PENELITIAN

2.1. Metode Pengumpulan Data

Metode pengumpulan data pada penelitian ini menggunakan metode observasi dan pengumpulan data. Metode observasi dilakukan dengan cara melakukan observasi secara langsung pada obyek penelitian, yang dilakukan secara langsung pada stasiun pemurnian PG Kebon Agung Malang. Lalu pada metode pengumpulan data dengan cara mengumpulkan data kapasitas giling, *brix* nira mentah, tekanan uap awal, tekanan uap akhir, dan temperatur masuk dan keluar pada setiap pemanas pendahuluan melalui *control room* pada PG Kebon Agung Malang.

2.2. Perhitungan Kebutuhan Steam

Untuk menghitung kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai pemanas pada pemanas pendahuluan dapat dilakukan dengan tahapan – tahapan sebagai berikut:

1. Menghitung selisih tekanan (kg/cm^2)

$$\text{Selisih Tekanan } (\Delta P) = \text{Tekanan uap bekas} - \text{Tekanan uap akhir} \quad (1)$$

2. Menghitung distribusi tekanan (kg/cm^2) pada setiap *evaporator*

$$\text{Distribusi Tekanan Evap 1} = \text{Rasio Evap 1} \times \Delta P \quad (2)$$

Keterangan:

$$\Delta P = \text{Selisih Tekanan } (\text{kg/cm}^2)$$

Untuk rasio dapat dilihat berdasarkan tabel 1:

Tabel 1. Rasio tekanan pada setiap *type evaporator* [15]

Type Evaporator	Rasio
Triple Effect Evaporator	$\frac{11}{30} + \frac{10}{30} + \frac{9}{30}$
Quadruple Effect Evaporator	$\frac{11}{40} + \frac{10,3}{40} + \frac{9,7}{40} + \frac{9}{40}$
Quintuple Effect Evaporator	$\frac{11}{50} + \frac{10,5}{50} + \frac{10}{50} + \frac{9,5}{50} + \frac{9}{50}$

3. Menghitung tekanan *bleeding* (Kg/Cm^2) pada setiap *evaporator*

$$\text{Tekanan Bleeding Evap 1} = \text{Tekanan uap bekas} - \text{Distribusi tekanan} \quad (3)$$

4. Menghitung Kapasitas Panas ($\text{kkal/kg}^\circ\text{C}$) Pada Setiap Pemanas Pendahuluan

$$C_p = 1 - 0,006 \times \text{brix nira mentah} \quad (4)$$

Keterangan:

C_p = Kapasitas panas (kkal/kg°C)

5. Menghitung Kalor (kkal/jam) Pada Setiap Pemanas Pendahuluan

$$Q = m \times C_p \times (T_{out} - T_{in}) \quad (5)$$

Keterangan:

Q = Kalor (kkal/jam)

m = Laju massa yang masuk sistem (kg/jam)

C_p = Kapasitas panas (kkal/kg°C)

T_{out} = Temperatur aliran keluar (°C)

T_{in} = Temperatur aliran masuk (°C)

6. Menghitung panas laten (kkal/kg) pada setiap pemanas pendahuluan

Panas laten dapat dihitung dengan menginterpolasi tekanan *bleeding* yang telah dihitung dengan bantuan *steam table* [15].

$$y = \left(\frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \right) \times (x - x_1) + y_1 \quad (6)$$

Keterangan:

y = Panas laten (kkal/kg)

y_1 = Batas bawah panas laten pada *steam table* (kkal/kg)

y_2 = Batas atas panas laten pada *steam table* (kkal/kg)

x = Tekanan *bleeding* (kg/cm²)

x_1 = Batas bawah tekanan pada *steam table* (kg/cm²)

x_2 = Batas atas tekanan pada *steam table* (kg/cm²)

7. Menghitung Kebutuhan *Steam* (kg/jam) Pada Setiap Pemanas Pendahuluan

$$\text{Kebutuhan steam} = \frac{Q}{\lambda} \quad (7)$$

Keterangan:

Q = Kalor (kkal/jam)

λ = panas laten (kg/kkal)

2.3. Perhitungan Neraca Massa

Untuk menghitung neraca massa pada pemanas pendahuluan dapat dilakukan dengan tahapan – tahapan sebagai berikut:

1. Menghitung neraca massa pada setiap pemanas pendahuluan

$$\text{Massa masuk} = \text{massa keluar} + \text{akumulasi massa} \quad (8)$$

2.4. Perhitungan Neraca Panas

Untuk menghitung neraca panas pada pemanas pendahuluan dapat dilakukan dengan tahapan – tahapan sebagai berikut:

1. Menghitung entalpi nira masuk (kkal/jam) pada setiap pemanas pendahuluan

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref}) \quad (9)$$

Keterangan:

ΔH_{in} = Entalpi nira masuk (kkal/jam)
 M = Laju massa nira masuk (kg/jam)
 C_p = Kapasitas panas (kkal/kg°C)
 T_{in} = Temperatur nira masuk (°C)
 T_{ref} = Temperatur referensi (°C)

2. Menghitung entalpi nira keluar (kkal/jam) pada setiap pemanas pendahuluan

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times (T_{out} - T_{ref}) \quad (10)$$

Keterangan:

ΔH_{out} = Entalpi nira keluar (kkal/jam)
 M = Laju massa nira keluar (kg/jam)
 C_p = Kapasitas panas (kkal/kg°C)
 T_{out} = Temperatur nira keluar (°C)
 T_{ref} = Temperatur referensi (°C)

3. Menghitung Q_{loss} (kkal/jam) pada setiap pemanas pendahuluan

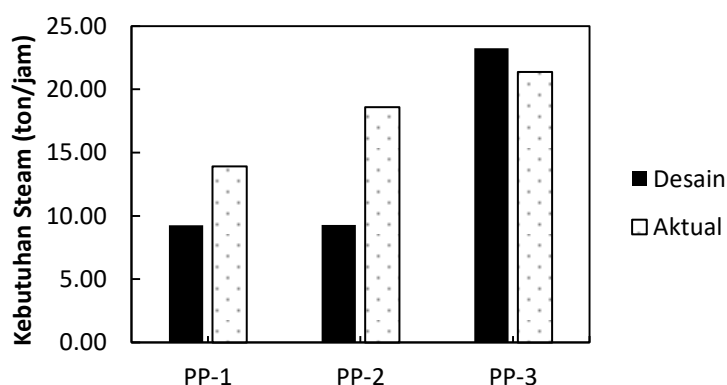
$$Q_{loss} = \Delta H_{in} + Q - \Delta H_{out} \quad (11)$$

Keterangan:

Q_{loss} = Panas yang hilang (kkal/jam)
 ΔH_{in} = Entalpi nira masuk (kkal/jam)
 Q = Kalor (kkal/jam)
 ΔH_{out} = Entalpi nira keluar (kkal/jam)

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

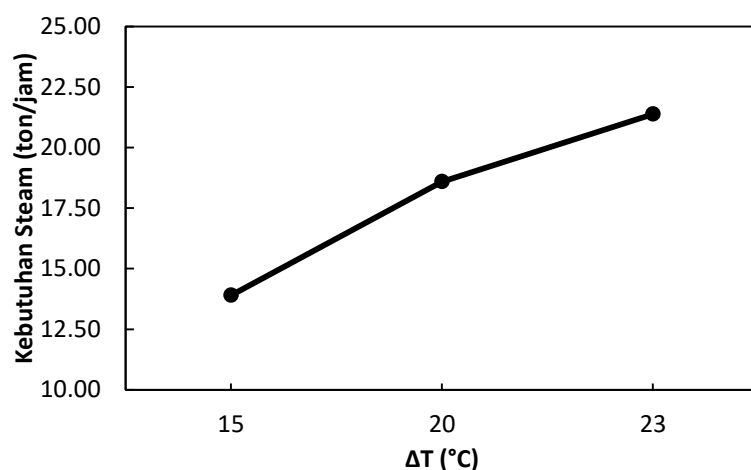
Setelah dilakukan perhitungan kebutuhan steam pada setiap pemanas pendahuluan maka dapat diketahui hasilnya pada tabel berikut:



Gambar 1. Perbandingan kebutuhan *steam* desain dan aktual pada pemanas pendahuluan

Pada Gambar 1 dapat diketahui bahwa kebutuhan steam aktual lebih tinggi daripada desain. Pada PP-1 kebutuhan steam aktual sebesar 13,90 ton/jam mengalami kenaikan sebesar 4,63 ton/jam daripada kebutuhan stema desain. Pada PP-2 kebutuhan steam aktual sebesar 18,59 ton/jam mengalami kenaikan sebesar 9,29 ton/jam daripada

kebutuhan steam desain. Pada PP-3 kebutuhan steam aktual sebesar 21,38 ton/jam mengalami penurunan sebesar 1,86 ton/jam daripada kebutuhan steam desain. Kenaikan kebutuhan steam pada PP-1 dan PP-2 dapat disebabkan karena temperatur aktual sebelum memasuki pemanas pendahuluan lebih rendah daripada temperatur desain yang mana kebutuhan panas untuk meningkatkan temperatur nira untuk mencapai nilai yang optimal menjadi lebih besar sehingga kebutuhan steam pada PP-1 dan PP-2 secara aktual lebih besar. Kebutuhan steam aktual pada PP-3 mengalami sedikit penurunan hal ini dapat disebabkan karena temperatur yang dihasilkan PP-3 secara aktual tidak setinggi desain yang mana sehingga kebutuhan steam PP-3 secara aktual menurun.



Gambar 2. Perbandingan kebutuhan *steam* terhadap ΔT

Pada Gambar 2 dapat diketahui bahwa semakin tinggi kenaikan temperatur pada pemanas pendahuluan maka semakin tinggi *steam* yang dibutuhkan, sebaliknya semakin kecil kenaikan temperatur pada pemanas pendahuluan maka semakin kecil *steam* yang dibutuhkan. Seperti pada PP-0 terdapat kenaikan temperatur sebesar 15°C membutuhkan *steam* sebesar 13,90 ton/jam. Pada PP-1 terdapat kenaikan temperatur sebesar 20°C membutuhkan *steam* sebesar 18,59 ton/jam. Pada PP-2 terdapat kenaikan temperatur sebesar 23°C membutuhkan *steam* sebesar 21,38 ton/jam.

Tabel 3. Neraca massa total pemanas pendahuluan

Komponen	Aliran Masuk PP-0 (kg/jam)	Aliran Keluar PP-2 (kg/jam)
Nira Encer	500.000	
Nira Jernih		500.000
Total Massa	500.000	500.000

Evaluasi neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 3 menunjukkan bahwa aliran masuk nira mentah pemanas pendahuluan 0 sebesar 500.000 kg/jam, sedangkan aliran produk yaitu nira jernih yang keluar dari pemanas pendahuluan 2 sebesar 500.000 kg/jam sehingga sesuai perhitungan neraca massa jumlah antara nira encer yang masuk dengan nira jernih yang keluar memiliki hasil perhitungan yang setara (*balance*). Hal ini menandakan

bahwa pemanas pendahuluan pada PG. Kebon Agung tidak terdapat kebocoran yang menyebabkan hilangnya massa nira.

Tabel 4. Neraca panas total pemanas pendahuluan

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Hin PP-0 (kkal/jam)	Q steam in PP-0 (kkal/jam)	Hout PP-2 (kkal/jam)	Q loss (kkal/jam)
Nira Encer	9.993.400	28.980.860		
Nira Jernih			38.974.260	0
Total	38.974.260		38.974.260	

Evaluasi neraca panas yang dapat dilihat pada Tabel 4 menunjukkan bahwa pada entalpi nira encer yang masuk pada pemanas pendahuluan sebesar 9.993.400 kkal/jam dan panas dari *steam* yang masuk sebesar 28.980.860 kkal/jam. Sedangkan entalpi nira jernih yang keluar dari pemanas pendahuluan 2 sebesar 38.974.260 kkal/jam dan panas yang hilang dari sistem sebesar 0 kkal/jam. Sehingga sesuai perhitungan neraca panas jumlah panas antara nira encer dengan nira jernih setara (*balance*). Hal ini menandakan bahwa pemanas pendahuluan pada PG. Kebon Agung tidak terdapat kerak atau kebocoran yang dapat menyebabkan perpindahan panas tidak maksimal.

4. KESIMPULAN DAN SARAN

Pada penelitian ini dapat disimpulkan bahwa pemanas pendahuluan (PP-1, PP-2, dan PP-3) pada *purification unit* secara aktual membutuhkan *steam* secara berturut turut sebesar 13,90; 18,59; dan 21,38 ton/jam. Hal ini menunjukkan bahwa pada PP-1 dan PP-2 terjadi kenaikan kebutuhan *steam* yang cukup tinggi jika dibandingkan dengan data desain. Kenaikan tersebut menjadi tanda bahwa perlu dilakukan optimalisasi temperatur nira yang akan masuk pada PP-1 agar sesuai dengan yang ada pada data desain, sehingga kebutuhan *steam* untuk meningkatkan temperatur nira sesuai target tidak terlalu besar.

Pada penelitian selanjutnya, dapat dilakukan dengan mengontrol temperatur nira masuk pada PP-1, PP-2, dan PP-3 secara berturut – turut sebesar 60°C, 70°C dan 80°C agar kebutuhan *steam* yang digunakan untuk pemanasan nira encer tidak terlalu besar dan pemanasan nira encer menjadi lebih maksimal.

REFERENSI

- [1] Y. T. F. Marpaung, P. Hutagaol, W. H. Limbong, dan N. Kusnadi, "Perkembangan Industri Gula Indonesia Dan Urgensi Swasembada Gula Nasional," *Indonesian Journal of Agricultural Economics*, vol. 2, no. 1, hal. 1–14, 2011.
- [2] A. R. Mahendra, M. Handayani, Mufid, dan P. J. Ramadhan, "Analisis Kebutuhan Luas Permukaan Pemanas Juice Heater II Pada Stasiun Pemurnian Pabrik Gula Krebet Baru II Malang," *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 9, no. 4, hal. 580–586, 2023.
- [3] A. A. Widyasanti, Statistik Tebu Indonesia. 2023.
- [4] K. H. S. Tassno dan T. J. Mlranti, Neraca Energi Quintuple-Effect Evaporator Pada Stasiun Penguapan Pabrik Gula Kebon Agung. 2022.

- [5] A. S. Wijaya dan M. I. Ardiansyah, Proses Pengolahan Gula Di Pt Perkebunan Nusantara Xi Pabrik Gula Kedawoeng – Pasuruan. 2021.
- [6] Badan Standarisasi Indonesia, SNI 3140.3:2010. 2010.
- [7] M. R. Zain dan A. Mustain, "Evaluasi Efisiensi Heat Exchanger (He - 4000) Dengan Metode Kern," *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 6, no. 2, hal. 416–421, 2020.
- [8] L. Laila dan S. Alamsyah, "Kajian Pengaruh Tekanan Kerja Steam pada Mesin Steam Heater terhadap Kadar Air Kernel di Pabrik Kelapa Sawit Pendahuluan Tinjauan Pustaka," *Jurnal Vokasi Teknologi Industri*, vol. 2, no. 2, hal. 1–8, 2020.
- [9] I. A. Setiorini dan A. F. Faputri, "Evaluasi Kinerja Heat Exchanger Jenis Kondensor 1110-C Tipe Shell and Tube Berdasarkan Nilai Fouling Factor Pada Unit Purifikasi Di Ammonia Plant Pt X," *Jurnal Teknik Patra Akademika*, vol. 14, no. 01, hal. 23–30, 2023.
- [10] A. Wahyuningsi dan A. Shahab, "Revamping Pemasangan Isolasi Asbestos Pada Heat Exchanger Shell and Tube," *Jurnal Teknik Patra Akademika*, vol. 13, no. 02, hal. 98–103, 2022.
- [11] R. Wulandari dan L. H. Saputri, "Evaluasi Kinerja Stasiun Penguapan Ditinjau dari Efisiensi Penggunaan Uap di PT. PG Rajawali II, Unit PG. Sindang Laut Cirebon," *Jurnal Pengelolaan Perkebunan*, vol. 2, no. 2, hal. 73–80, 2021.
- [12] M. Saechu, "Optimasi Pemanfaatan Energi Ampas Di Pabrik Gula (Bagasse Energy Optimation At Sugar Cane Plant)," vol. 4, no. 1, hal. 274–280, 2009.
- [13] Daniyanto, F. Rifai, dan A. Budiman, Penurunan Konsumsi Steam Di PG Modjo-Sragen dengan Konsep Heat-Process Integration Menggunakan Energy Utilization Diagram. 2015.
- [14] Q. Laili, Perencanaan dan Pengendalian Proses Pada Stasiun Pemurnian Untuk Menunjang Kualitas Gula. 2009.
- [15] E. Hugot, Handbook of Pane Sugar Engineering. 1986.