



SKRIPSI – TK141581

**OPTIMASI ENERGI KONSUMSI STEAM PADA
PROCESS HOUSE DI PG. PESANTREN BARU
KEDIRI**

**Oleh :
YOULANI WARLINA MUDENG
NRP. 2314106021**

**DEBY THERESIA
NRP. 2314106025**

**Dosen Pembimbing :
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017**



FINAL PROJECT – TK141581

***ENERGY OPTIMIZATION OF STEAM CONSUMPTION
AT PROCESS HOUSE IN PESANTREN BARU KEDIRI
SUGAR MILL***

**Written by :
YOULANI WARLINA MUDENG
NRP. 2314106021**

**DEBY THERESIA
NRP. 2314106025**

**Advisor :
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF
TECHNOLOGY
SURABAYA
2017**

LEMBAR PENGESAHAN

“OPTIMASI ENERGI KONSUMSI STEAM PADA PROCESS HOUSE DI PG. PESANTREN BARU KEDIRI”

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik
Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember

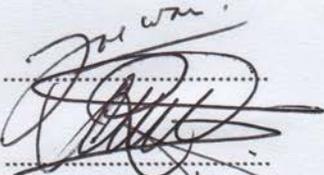
Oleh:

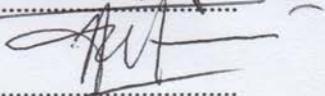
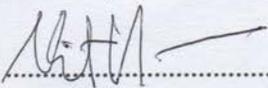
Youlani Warlina Mudeng NRP. 2314 106 021

Deby Theresia NRP. 2314 106 025

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
(Pembimbing I)
2. Prof. Ir. Renanto, MSc., Ph.D.
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.
(Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.
(Penguji II)
5. Ir. Minta Yuwana, M.S.
(Penguji III)


.....

.....

.....

.....



Surabaya
Januari, 2017

OPTIMASI ENERGI KONSUMSI STEAM PADA *PROCESS HOUSE* DI PG. PESANTREN BARU KEDIRI

Nama Mahasiswa : 1. Youlani Warlina Mudeng
NRP. 2314 106 021
2. Deby Theresia
NRP. 2314 106 025

Departemen : Teknik Kimia FTI-ITS

Dosen Pembimbing : 1. Juwari ST., M.Eng, Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

ABSTRAK

Salah satu indikator energi pada industri gula adalah *Steam on Cane* (SOC). SOC menunjukkan pemakaian steam tiap berat tebu. Semakin kecil SOC, efisiensi energi pabrik gula semakin baik. Pabrik gula yang efisien akan memiliki SOC kurang dari atau sama dengan 40%. Nilai SOC lebih dari 40% menyebabkan pabrik gula harus menggunakan bahan bakar lain selain *bagasse*. Penelitian ini bertujuan untuk menurunkan SOC melalui inovasi konfigurasi proses dan mengevaluasi *heat integration* di bagian *process house* dengan cara menerapkan aplikasi analisis *pinch*, serta menganalisa *exergy loss* dengan menerapkan EUD (*Energy Utilization Diagram*).

Hasil penelitian menunjukkan bahwa nilai SOC di Pabrik Gula Pesantren Baru sudah di bawah 40% yaitu 31.47% dan berdasarkan analisis *pinch*, *heat integration* di bagian *process house* PG Pesantren saat ini sudah sesuai dengan kaidah *pinch*. Namun jika ditinjau dari luas perpindahan panas, rute aliran tersebut masih belum optimal sehingga didapatkan rute aliran baru yaitu uap evaporator 1 bisa digunakan untuk sumber pemanas heater I, vacuum pan A dan vacuum pan C, uap evaporator 2 bisa digunakan untuk sumber pemanas heater II dan vacuum pan D. Konfigurasi proses baru ini didapat berdasarkan

analisis ΔT_{lmtd} , dengan memilih ΔT_{lmtd} yang paling besar sehingga luas perpindahan panasnya semakin kecil dan dapat diperkirakan *capital cost* nya akan menurun.

Kata kunci : energi, *energy Utilization Diagram*, pabrik gula, *pinch*, *process house*, *steam on cane*

***ENERGY OPTIMATION OF STEAM CONSUMPTION
AT PROCESS HOUSE IN PESANTREN BARU KEDIRI
SUGAR MILL***

Name / NRP : 1. Youlani Warlina Mudeng
NRP. 2314 106 021
2. Deby Theresia
NRP. 2314 106 025
Department : Teknik Kimia FTI-ITS
Advisor : 1. Juwari ST., M.Eng, Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

ABSTRACT

The energy efficiency of sugar mill can be indicated by variable steam on cane (SOC). SOC is defined as weight of steam consumption per weight of steam consumption per weight of crushed cane. The smaller the SOC, the energy efficiency of sugar mill is better. The main source of fuel in sugar mill is bagasse. Bagasse is the waste of cane extraction. The sugar factory will be efficient if SOC is less than 40%. If SOC value is more than 40%, it will cause additional fuel other than bagasse. This study aims to decrease SOC through configuration process innovation by applying pinch and evaluate exergy loss by applying EUD (Energy Utilization Diagram) in the process house of sugar factory.

The result showed that SOC value in “Pesantren Baru” sugar mill is already under 40% that is 31.47% and based on pinch analysis, heat integration in process house ‘Pesantren Baru’ sugar mill currently has been suitable with pinch rule. But if it’s viewed from the heat transfer area, the configuration’s still not optimal so there’s a new

configuration that's vapor 1 to be used for heater 1, vacuum pan A and C, vapor 2 to be used for heater 2 and vacuum pan D. The new configuration's obtained from analysis ΔT_{lmd} , for choosing ΔT_{lmd} that's the biggest ΔT_{lmd} so the heat transfer area and the capital cost decrease.

Keywords : Energy, energy utilization diagram, sugar factory, pinch, process house, steam on cane

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan berkat, rahmat serta hidayah-Nya kepada penulis sehingga penulis mampu menyelesaikan Laporan Skripsi yang berjudul “**Optimasi Energi Konsumsi Steam pada Process House di PG. Pesantren Baru Kediri**” serta mampu menyelesaikan laporan ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Dalam penyusunan skripsi ini, penulis banyak mendapatkan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh Karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT dan Nabi Muhammad SAW.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doa.
3. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS sekaligus Dosen Pembimbing kami atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
5. Seluruh dosen Teknik Kimia FTI – ITS atas semua ilmu serta bimbingan selama kami kuliah.
6. Teman – teman Perdalpro Crew dan LJ Genap Teknik Kimia FTI-ITS yang selalu memberi semangat dan dukungan.
7. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah membantu selama penulisan laporan.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih berada jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan adanya kritik dan saran yang bersifat konstruktif dari semua pihak bagi kesempurnaan laporan ini. Penulis berharap pula laporan ini

dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi penulis pada khususnya. Terima kasih.

Surabaya, Januari 2017

Penulis

DAFTAR ISI

COVER	
LEMBAR PENGESAHAN.....	i
ABSTRAK.....	ii
ABSTRACT.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL.....	xi
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1.Latar Belakang.....	I-1
I.2.Rumusan Masalah.....	I-3
I.3.Tujuan Penelitian.....	I-3
I.4.Manfaat Penelitian.....	I-3
I.5.Batasan Masalah.....	I-3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	II-1
II.1.Deskripsi Proses di Pabrik Gula.....	II-1
II.2. <i>Steam On Cane</i> (SOC).....	II-11
II.3.Analisa <i>Pinch</i>	II-12
II.4.Analisis Eksergi dengan EUD (<i>Energy Utilization Diagram</i>).....	II-16
II.5.Sistem Transformasi Energi di <i>Process House</i>	II-18
II.6.Penelitian Terdahulu.....	II-18
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	III-1
III.1.Menyiapkan Data Primer yang diambil di <i>Process House</i> PG. Pesantren Baru.....	III-1
III.2.Mengamati Konfigurasi Proses yang digunakan PG Pesantren Baru saat ini.....	III-1
III.3.Evaluasi Konsumsi Uap dan Konfigurasi <i>Process Houses</i> saat ini.....	III-2

III.4.	Analisa <i>Pinch</i> di bagian <i>Process House</i> dan Analisis <i>Exergy Loss</i> Menggunakan Metode EUD.....	III-2
III.5.	Desain Konfigurasi Proses Baru dan Pemilihan Alternatif Proses.....	III-2
BAB IV	HASIL DAN PEMBAHASAN.....	IV-1
IV.1.	Kondisi Umum Konsumsi Energi di PG Pesantren Baru.....	IV-1
IV.2.	Analisis <i>Pinch</i> Menggunakan Kurva Komposit.....	IV-1
IV.3.	Analisis <i>Pinch</i> Menggunakan <i>Problem Table Cascade</i>	IV-5
IV.4.	Analisis <i>Energy Recovery</i> di <i>Process House</i> PG Pesantren Baru.....	IV-7
IV.5.	Konfigurasi Proses Baru di Pabrik Gula Pesantren Baru.....	IV-13
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN.....	V-1
V.1.	Kesimpulan.....	V-1
V.2.	Saran.....	V-1
DAFTAR PUSTAKA	xii
APPENDIKS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	<i>Composite curve</i> untuk analisis <i>pinch</i>	II-12
Gambar II.2	Penentuan Target Energi Berdasarkan <i>Composite curve</i>	II-14
Gambar II.3	Prinsip Analisis <i>Pinch</i>	II-15
Gambar II.4	EUD (<i>Energy Utilization Diagram</i>).....	II-17
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian	III-1
Gambar IV.1	<i>Balanced Composite</i> untuk Rute Aliran Panas dan Aliran Dingin.....	IV-4
Gambar IV.2	Komposit Kurva	IV-5
Gambar IV.3	Perkiraan Sasaran Energy Menggunakan Kurva Komposit.....	IV-6
Gambar IV.4	Penentuan <i>Pinch Point</i> dan Target Energi Menggunakan <i>Problem Table</i>	IV-7
Gambar IV.5	Konfigurasi Proses <i>Existing</i> Pabrik Gula Pesantren Baru	IV-9
Gambar IV.6	Diagram <i>Grid</i> Konfigurasi Proses <i>Existing</i> Pabrik Gula Pesantren Baru	IV-10
Gambar IV.7	Perbandingan Rute Aliran <i>Existing</i> dan Aliran Baru.....	IV-12
Gambar IV.8	Letak Pasangan Aliran <i>Existing</i>	IV-13
Gambar IV.9	Letak Pasangan Aliran Baru.....	IV-13
Gambar IV.10	<i>Energy Utilization Diagram</i> untuk Konfigurasi Proses saat ini.....	IV-14
Gambar IV.11	Diagram <i>Grid</i> Konfigurasi Baru <i>Process House</i> Pabrik Gula Pesantren Baru	IV-17
Gambar IV.12	<i>Energy Utilization Diagram</i> untuk Konfigurasi Proses Baru.....	IV-18
Gambar IV.13	Konfigurasi Proses Baru.....	IV-23
Gambar A.1	<i>Process Flow Diagram</i> PG. Pesantren Baru	A-1

DAFTAR TABEL

Tabel IV.1	Kondisi Umum Konsumsi Energi Pabrik Gula Pesantren BaruIV-1
Tabel IV.2	Sumber Pemanas untuk Alat Perpindahan Panas PG. Pesantren BaruIV-2
Tabel IV.3	Data Aliran <i>Process House</i> PG. Pesantren Baru..IV-3
Tabel IV.4	ΔT_{LMTD} untuk masing-masing rute aliranIV-16
Tabel IV.5	Analisa Rute Aliran <i>Existing</i> Berdasarkan Luas Perpindahan Panas.....IV-19
Tabel IV.6	Analisa Rute Aliran Baru Berdasarkan Luas Perpindahan Panas.....IV-21
Tabel B.1	Data SOC Dari Perhitungan Neraca Massa Dan Neraca PanasB-1
Tabel B.2	Data SOC Baru Dari Perhitungan Neraca Massa Dan Neraca Panas.....B-1
Tabel D.1	Level Energi Pada Setiap Alat Perpindahan Panas Saat IniD-1
Tabel D.2	Nilai Exergy Pada Setiap Alat Perpindahan Panas Saat IniD-2
Tabel D.3	Level Energi Untuk Konfigurasi BaruD-3
Tabel D.4	Nilai Exergy Untuk Konfigurasi Baru.....D-4

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Pabrik gula merupakan salah satu industri padat energi yang memproduksi gula putih dari tebu (*sugar canes*) sebagai bahan mentah. Pada awalnya pabrik gula ini dirancang agar dapat memenuhi kebutuhan energinya sendiri dengan memakai sumber energi gratis dan melimpah yakni ampas tebu (*bagasse*). Ampas tebu tersebut digunakan sebagai bahan bakar boiler (Rosyid dkk, 2008). Dimana uap yang diproduksi dari boiler pembakaran ampas pertama digunakan untuk turbin penggerak generator listrik atau penggerak gilingan, yang secara simultan dihasilkan uap bekas untuk proses pemanasan nira, penguapan nira pada evaporator dan kristalisasi pada vacuum pan (Saechu, 2009).

Konsumsi energi di pabrik gula didominasi oleh *process house*. *Process house* berfungsi mengubah nira tebu menjadi gula. *Process house* menggunakan sekitar 90% energi dalam steam yang dihasilkan boiler untuk memanaskan nira, penguapan nira dan vacuum pan (Lavarack dkk., 2004). Efisiensi penggunaan energi di *process house* menjadi perhatian utama di pabrik gula karena konsumsi energy dibagian ini akan mempengaruhi nilai konsumsi energi yang dinyatakan dalam *steam on cane* (SOC). SOC menunjukkan presentase berat steam yang dihasilkan boiler terhadap berat tebu yang digiling. Penurunan SOC akan menurunkan konsumsi *bagasse* yang merupakan bahan bakar utama di pabrik gula. Pabrik gula yang mempunyai performa bagus tidak memerlukan lagi tambahan bahan bakar sebagai sumber energy selain *bagasse*. Penggunaan *fuel oil* dilakukan sebagai antisipasi pada saat awal giling tebu karena *bagasse* belum ada atau pada saat terjadi kendala misalnya kadar air *bagasse* tinggi (Daniyanto, dkk 2015).

Penelitian ini mencoba untuk memberikan alternatif cara pemakaian energi di bagian *process house* pada PG Pesantren Baru Kediri dengan menerapkan prinsip konversi energi. Prinsip

konversi energi yang digunakan dalam penelitian ini adalah metode *pinch* dan analisis EUD. Analisis eksergi dengan EUD merupakan pengembangan analisis termodinamika untuk penghematan energi dan modifikasi proses dalam suatu sistem konfigurasi energi. Analisis eksergi dikembangkan berdasar hukum kedua termodinamika dan disajikan secara grafis. Analisis eksergi memberikan informasi tentang kualitas dan kuantitas transformasi energi suatu sistem (Daniyanto dkk, 2015).

Lavarack dkk (2004) melakukan penelitian penghematan energy pabrik gula mentah. Penghematan LPS dan exhaust steam terjadi jika kesetimbangan antara produksi exhaust steam di unit mill dan boiler dengan konsumsi di process house. SOC pabrik gula dapat diturunkan dari 51,6 % menjadi 43,6 % dengan menggunakan analisis *pinch*.

Kennie A. Lempoy (2010) melakukan penelitian terkait evaluasi keseimbangan kalor di unit *Pressing* PT Bimoli Bitung dengan menggunakan metode *pinch*. Dari penelitian ini Kenie menyimpulkan bahwa dasar keseimbangan kalor antara uap yang dihasilkan dengan uap yang terpakai sudah benar jika ditinjau dari kaidah *pinch*.

Pinch Technology merupakan metodologi analisis energi berbasis hukum pertama termodinamika. *Pinch Technology* dikenalkan oleh Linnhoff (1998) untuk menghemat pemakaian energi dalam unit proses dan pabrik. *Pinch Technology* adalah teknik integrasi panas yang membutuhkan penyusunan plot suhu terhadap panas yang ditransfer dalam suatu sistem. Aliran fluida panas (fluida yang akan didinginkan) dan aliran fluida dingin (fluida yang akan dipanaskan) dari suatu sistem. Teknik ini digambarkan dalam *composite curve* yang berisi dua kurva yang terpisah (Daniyanto dkk, 2013).

Daniyanto dkk (2013) melakukan penelitian untuk menurunkan konsumsi SOC dengan analisis eksergi menggunakan EUD (*energy-utilization diagram*). Dalam penelitian ini Daniyanto menjelaskan hubungan antara SOC dan *exergy loss*, dimana semakin tinggi SOC, semakin besar pula

exergy loss. Optimasi penggunaan *vapor* pada evaporator dengan EUD akan menurunkan SOC dan *exergy loss*.

Dari penelitian sebelumnya, analisis *pinch* dan EUD diterapkan pada dua pabrik gula yang berbeda, sehingga dibutuhkan penelitian lebih lanjut untuk menerapkan analisis *pinch* dan EUD dalam satu pabrik gula yang sama. Dalam penelitian ini analisis EUD digunakan untuk melihat kenaikan kualitas energi pada konfigurasi *process house* baru yang didapat dari metode analisis *pinch*. Dimana pada analisis *pinch* hanya mampu melihat kuantitas energi sedangkan dengan analisis EUD dapat diukur kualitas energi.

I.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang timbul dalam penelitian ini adalah bagaimana mengoptimasi dan mengevaluasi penggunaan steam proses pada *process house* di pabrik gula dengan menggunakan metode *pinch* dan EUD (*Energy Utilization Diagram*).

I.3 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk:

Mengevaluasi dan mendapatkan konfigurasi proses untuk penghematan steam proses pada *process house* di pabrik gula dengan menggunakan metode analisis *pinch* serta mengukur kenaikan kualitas energi dengan menggunakan analisis EUD (*Energy Utilization Diagram*).

I.4 Manfaat Penelitian

Penelitian ini memiliki manfaat untuk mengetahui sistem konfigurasi yang tepat untuk *process house* di PG Pesantren sehingga dapat menghemat konsumsi steam.

I.5 Batasan Masalah

Beberapa batasan masalah dalam penelitian ini antara lain

:

1. Sistem yang diamati adalah steam proses pada *process house* di pabrik gula Pesantren Baru Kediri.
2. Konfigurasi yang digunakan adalah analisis *pinch* dan EUD (*Energy Utilization Diagram*).

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Deskripsi Proses di Pabrik Gula

Process house pada pabrik gula merupakan serangkaian proses yang mengubah nira menjadi gula, unit yang termasuk bagian dari *Process house* adalah stasiun pemurnian, stasiun penguapan, stasiun masakan dan stasiun putaran.

Secara umum proses di pabrik gula yang ada di Indonesia diwakili oleh proses di PG Pesantren Baru Kediri, diuraikan seperti di bawah ini:

II.1.1 Stasiun Penggilingan

a. Tahap Persiapan/Emplacement

Tahap persiapan/emplacement adalah tahapan pertama tebu masuk ke areal pabrik.

Tujuan dari stasiun ini adalah menampung tebu sebelum masuk ke stasiun gilingan.

Pada tahap ini, tebu yang telah ditebang akan diangkut dengan truk atau lori yang ditimbang sebelum masuk penggilingan. Tujuannya yaitu untuk mengetahui jumlah tebu yang masuk tiap hari produksi. Pabrik Gula Pesantren Baru mempunyai 4 bongkaran timbang, yaitu:

- Crane Utara : Tebu (yang masih tercampur kotoran) diangkut dengan truk lalu ditimbang dengan timbangan digital, setelah ditimbang tebu diangkut dengan lori menuju meja tebu.
- Crane Selatan : Tebu (yang masih tercampur kotoran) diangkut dengan truk lalu ditimbang dengan timbangan digital, setelah ditimbang tebu diangkut dengan lori menuju meja tebu.
- Crane Meja Tebu Barat : Tebu (yang bebas kotoran) diangkut dengan truk lalu langsung menuju meja tebu sebelah barat

- Crane Meja Tebu Timur : Tebu (yang bebas kotoran) diangkat dengan truk lalu langsung menuju meja tebu sebelah timur.

Penimbangan langsung dilakukan terhadap tebu sehingga langsung dapat diketahui berat tebu yang sebenarnya. Setelah ditimbang maka tebu-tebu akan dibawa ke *cane feeding table* untuk kemudian dipotong-potong di *cane cutter*.

b. Tahap Gilingan

Stasiun gilingan bertujuan untuk memisahkan sebanyak mungkin nira yang terkandung dalam tebu. Pada stasiun gilingan ini terdapat lima unit gilingan yang dipasang seri dan masing-masing gilingan ini terdiri dari tiga buah *roll*, yaitu *roll* atas (*top roll*), *roll* depan dan *roll* belakang.

Proses pada stasiun gilingan dimulai dengan pengangkutan tebu, kemudian diangkat ke meja tebu (*cane table*). Terdapat dua unit *cane table*, dari *cane table* ini tebu yang akan dikeluarkan diatur oleh operator meja tebu agar tidak terlalu banyak tebu yang masuk ke *cane carrier*. Dari *cane carrier* tebu dibawa ke *cane cutter* I yang digunakan untuk mencacah dan dibawa ke *cane cutter* II yang digunakan untuk mencacah untuk ukuran yang lebih kecil, selanjutnya dibawa ke *carding drum* yang digunakan untuk meratakan permukaan sebelum dibawa ke *Heavy Duty Hammer Schredder* untuk membuka sel-sel tebu menjadi serabut-serabut agar tebunya pecah dan pemerasan dapat semaksimal mungkin. Serabut-serabut tebu diangkat menuju stasiun penggilingan dengan menggunakan elevator nira.

Uraian proses pada gilingan adalah sebagai berikut:

- Gilingan I : Serabut-serabut tebu dari elevator nira masuk dan diperah oleh gilingan I. Nira mentah hasil dari gilingan I dialirkan ke bak penampung nira. Sedangkan ampasnya dibawa menuju gilingan II.
- Gilingan II : ampas dari gilingan I digiling kembali dengan menggunakan gilingan II. Nira mentah hasil gilingan II dialirkan ke bak penampung nira. Nira mentah hasil gilingan I dan II yang terdapat di bak penampung

yang selanjutnya diinjeksi dengan susu kapur yang berfungsi untuk menaikan pH. Nira kemudian dipompa menuju *Rotary Drum Filter* dan kemudian menuju bak pengendap berpasir dengan tujuan untuk memisahkan nira bersih dari ampas dan kotoran yang berupa pasir yang masih terbawa, nira yang masih tersisa dikembalikan ke gilingan II kemudian ampasnya dibawa ke gilingan III melalui elevator.

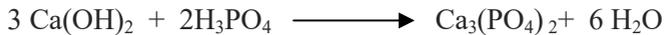
- Gilingan III : ampas dari gilingan II dibawa dengan elevator ke gilingan II. Nira mentah hasil gilingan III dipompa dan dialirkan untuk digunakan sebagai nira imbibisi pada ampas gilingan I sedangkan ampasnya dibawa ke gilingan IV.
- Gilingan IV : ampas dari gilingan III dibawa dengan elevator ke gilingan IV. Nira mentah hasil dari gilingan IV dipompa dan dialirkan untuk digunakan sebagai nira imbibisi pada ampas gilingan II. Sedangkan ampasnya dibawa ke gilingan V.
- Gilingan V : ampas dari gilingan IV sebelum masuk gilingan V ditambah dengan air imbibisi yang merupakan air panas yang berasal dari air kondensat positif yang masih mengandung gula dan suhunya 70-80° C. Penambahan air imbibisi ini berkisar antara 20-25% dari berat tebu yang digiling. Nira hasil gilingan V dipompa dan dialirkan untuk digunakan sebagai nira imbibisi pada gilingan III. Ampas dari gilingan V dibawa menuju boiler dengan menggunakan *conveyor*, ampas tersebut siap digunakan sebagai bahan bakar boiler.

II.1.2 Stasiun Pemurnian

Proses pemurnian bertujuan untuk memisahkan semaksimal mungkin kotoran dalam nira mentah (bukan gula), menekan kehilangan gula (memaksimalkan efisien proses), optimalisasi pemakaian bahan pembantu proses dan efisiensi biaya.

Adapun proses yang berlangsung dalam stasiun pemurnian adalah sebagai berikut:

Nira mentah yang sudah dipisahkan dari kotorannya (pasir dan ampas halus yang terikut) dialirkan ke *flowmeter* untuk ditimbang. Penimbangan ini bertujuan untuk mengetahui jumlah nira mentah yang dihasilkan tiap jam. Nira yang sudah ditimbang dialirkan ke tangki penampung peti nira mentah tertimbang ditambah dengan asam posphat (H_3PO_4), dan selanjutnya dipompa menuju Pemanas Pendahuluan I (PP I) yang terdiri dari pemanas 1-4 untuk dipanaskan dengan suhu $75^\circ C$. Tujuan pemanasan I adalah untuk mempercepat reaksi $Ca(OH)_2$ dan H_3PO_4 menjadi endapan $Ca_3(PO_4)_2$. Reaksinya adalah :



Selain itu untuk menekan kehilangan sukrosa seminimal mungkin akibat adanya *inverse* dan untuk membunuh bakteri perusak. Pertimbangan penetapan suhu diatas adalah pada $75-80^\circ C$ akan menyebabkan *inverse* sukrosa. Pada pemanasan juice heater menggunakan dua macam uap, yaitu uap bekas dari turbin dan uap nira badan pemanas I. Nira mentah dari pemanas pendahuluan I dialirkan ke *defecator* I dan ditambahkan susu kapur (pH yang diinginkan pada defecator I = 7,2). Tujuan pemanasan susu kapur pada defecator adalah untuk mengikat H_3PO_4 yang dalam nira membentuk endapan $Ca_3(PO_4)_2$. Pada defekator I dilengkapi pengaduk yang bertujuan untuk mempercepat reaksi antara $Ca(OH)_2$ dan H_3PO_4 , setelah dari defekator I nira mentah mengalir ke defekator II ditambahkan susu kapur sehingga pH mencapai 8,4 – 8,6. Salah satu sifat dari gula reduksi adalah mudah rusak pada pH dan suhu tinggi, maka diharapkan tidak terlalu lama dalam kondisi alkalis serta diharapkan gula reduksi tidak terdekomposisi. Nira terdefekasi dipompa menuju pemanas pendahuluan II (PP II) untuk dipanaskan sampai suhu $105^\circ C$.

Setelah melalui pemanas pendahuluan II, nira mentah dialirkan menuju ke *flash tank* tujuannya untuk membebaskan

gas-gas atau udara yang terkandung dalam nira sehingga tidak mengganggu proses pengendapan. Selanjutnya nira mentah masuk ke dalam *snow bailing tank*. Pada *snow bailing tank* dilakukan penambahan flokulan yaitu Curiflock untuk membantu proses pengendapan, sebesar 1 kg/jam. Setelah itu campuran antara nira mentah dan flokulan dialirkan menuju *door clarifier*. Pada *door clarifier*, nira kotor keluar melalui bagian bawah dan nira jernih keluar melalui bagian atas. Nira jernih disaring dengan *DSM Screen* untuk memisahkan kotoran-kotoran terutama ampas halus yang masih ada pada nira jernih, kemudian ditampung di peti nira jernih (*clear juice tank*) untuk selanjutnya dipompa ke stasiun penguapan.

Nira kotor dialirkan ke rotary vacuum filter, yang berfungsi untuk memisahkan kotoran atau blotong dari nira tapis yang masih terkandung dalam nira kotor. Nira tapis ditampung ke bak penampung nira tapis, setelah itu dipompa ke bak nira mentah tertimbang untuk proses pemurnian lagi, sedangkan blotongnya diangkut ke truk untuk diolah kembali sebagai bahan pupuk kompos.

II.1.3 Stasiun Penguapan

Stasiun penguapan bertujuan untuk menguapkan sebagian air yang ada dalam nira, sehingga diperoleh nira yang lebih pekat. Terdapat 7 unit evaporator, dimana ketujuh evaporator tersebut tidak beroperasi semua. Secara bergantian lima evaporator beroperasi dan dua buah evaporator dibersihkan. Badan penguapan III dan IV dibersihkan bergantian, yakni 2 hari 1 kali, sehingga setiap hari dilakukan pembersihan 2 badan evaporator.

Adapun proses yang berlangsung dalam stasiun penguapan adalah :

Nira encer jernih yang berasal dari CJT (*Clear Juice Tank*) terlebih dahulu dimasukkan ke dalam BP 3000. Nira encer jernih yang masuk mempunyai suhu 105°C. Pemanas yang digunakan pada BP 3000 adalah uap bekas bertekanan 1,2 kg/cm² dan suhu sebesar 140° C. Sistem kerja dari BP 3000 adalah

sirkulasi, yaitu nira masuk melalui bawah dan dipompa ke atas dan bertemu dengan uap bekas. Uap nira yang dihasilkan dari BP 3000 dialirkan menuju stasiun masakan untuk proses pemasakan di vacuum pan.

Dari badan penguapan I menghasilkan nira, uap nira, dan kondensat dimana nira mengalir ke badan penguapan II. Dari badan penguapan II menghasilkan nira, uap nira, dan kondensat dimana nira mengalir ke badan penguapan III, dan uap nira digunakan sebagai pemanas di badan pemanas III. Demikian seterusnya sampai badan penguapan V. Sedangkan uap nira dari badan penguapan V masuk ke kondensator. Dari badan penguapan I sampai dengan badan penguapan V, temperature semakin rendah dan nira encer menjadi semakin kental.

II.1.4 Stasiun Masakan

Proses masakan ini bertujuan untuk mengubah sukrosa dari larutan nira menjadi kristal sukrosa yang diinginkan konsumen, mudah dipisahkan dari larutan induknya, dengan meminimalisir waktu proses dan kehilangan gula. Inti dari operasi yang terjadi pada stasiun masakan adalah proses kristalisasi. Pada proses kristalisasi terdapat tiga tahap, yaitu:

- Tahap pemekatan nira, yaitu pemanasan nira sampai lewat jenuh keadaan lewat jenuh tersebut menyebabkan pembentukan suatu pola kristal sukrosa. Kristalisasi diusahakan terjadi pada suhu serendah mungkin, karena suhu tinggi dapat menyebabkan karamelisasi (kerusakan struktur) sukrosa. Untuk itu pan-pan masakan pada stasiun masakan dioperasikan dalam keadaan vacuum dengan tekanan vacuum rata-rata > 62 cmHg.
- Tahap pembibitan, yaitu penambahan bibit kristal gula (dari fondan) yang berfungsi sebagai inti Kristal.
- Tahap pembesaran kristal, yaitu pembesaran inti kristal yang telah terbentuk dengan pelapisan molekul-molekul sukrosa pada inti kristal.

Dengan penguapan hingga titik jenuhnya akan tercapai suatu kondisi dimana konsentrasi larutan gula dalam keadaan jenuh. Kemudian timbul keadaan dimana semua gula dalam larutan melebihi konsentrasi jenuhnya terkristalisasi dan keluar dalam bentuk kristal. Larutan gula itu disebut lewat jenuh atau *super saturated solution*.

Terbentuknya kristal dalam proses kristalisasi disebabkan oleh saling tarik menarik dan berkumpulnya molekul-molekul yang besar memiliki kedudukan yang lebih dekat. Dengan jarak molekul yang rapat dan karena daya tarik menarik antara molekul-molekul tersebut terbentuklah agregat-agregat atau gumpalan yang disebut submicron. Penguapan lebih lanjut menuju fase jenuh akan menyebabkan submicron-submicron menjadi rantai-rantai yang akan saling mengikat kristal inti.

Bahan dasar pembuatan kristal gula ini adalah nira kental tersulfitasi. Nira ini harus memenuhi syarat HK 80-85%, brix 60-65% kadar air 35-40% dan kotoran 10-15%. Makin tinggi konsentrasi sukrosa dalam nira, proses masakan akan berlangsung makin singkat sehingga lebih efisien. Sedangkan kristal gula yang dihasilkan dan siap masuk stasiun putaran adalah yang memenuhi syarat HK 99,8% kadar air 0,05% dan ukuran 0,8-1,1 mm.

Banyaknya tingkat proses kristalisasi tergantung pada kemurnian nira kental tersulfitasi sebagai bahan baku, bila HK nira tersebut lebih dari 85% maka proses cukup dilakukan dengan 3 tingkatan. Di PG Pesantren Baru digunakan sistem ACD, yaitu masakan A merupakan masakan gula produk, masakan C merupakan masakan gula bibitan bagi masakan A, sedangkan masakan D merupakan bibitan untuk masakan C. Proses masakan berlangsung dalam suatu calandria pan pada tekanan vacuum 62-65 cmHg dengan suhu 65-70 °C. Pemanas yang digunakan merupakan uap bekas bertekanan 0,5 kg/cm² dan uap dari BP 1 yang bertekanan 0,2-0,3 kg/cm².

II.1.5 Stasiun Putaran

Tujuan pada stasiun putaran adalah memisahkan kristal gula dengan stroop menggunakan gaya sentrifugal.

Proses putaran di PG Pesantren Baru Kediri ada dua jenis *centrifuge* yang digunakan yaitu *High Grade Fugal* (HGF) dan *Low Grade Fugal* (LGF). HGF berjumlah 8 buah tetapi hanya 7 yang dioperasikan. HGF nomor 1, 2 dan 3 digunakan untuk memisahkan antara gula SHS dan klare SHS. Pada pemisahan klare SHS dan gula SHS ditambahkan air panas (70-75°C) dan uap panas 100 °C. Sedangkan nomor 4, 5, 6 dan 7 digunakan untuk memisahkan antara gula A dan stroop A. Pada pemisahan gula A dan stroop A tidak perlu ditambahkan uap. Dalam hal ini HGF beroperasi secara diskontinyu, dimana setiap operasinya melalui beberapa tahap yaitu perputaran basket mula-mula dengan kecepatan antara 80-100 rpm pipa air pencuci dibuka dan membasuh saringan lebih kurang 5 detik. Katup pengisian terbuka dengan otomatis, masakan masuk ke dalam basket setelah kecepatan putar mencapai 250 rpm. Setelah bahan masuk, pengaturan ketebalan gula tertentu (*feed limit*), media katup pengisian menutup *steaming cover* (penutup basket). Kecepatan putar naik 375 rpm (low speed), bersama kenaikan tersebut air pembilas skrap menyemprot. Setelah penyemprotan dengan air dilanjutkan penyemprotan dengan uap (untuk putaran SHS) dan dilanjutkan penyemprotan dengan air (putaran A). Penyemprotan dilakukan selama lebih kurang 12 detik pada kecepatan tinggi (1000 rpm). Kecepatan turun dengan pelan. Pada kecepatan 350 rpm, rpm akan bekerja secara otomatis sehingga kecepatan akan turun 100-200 rpm. Klep penutup terbuka dan *scraper* masuk ke dalam basket untuk menscrap gula secara otomatis. Setelah gula turun, *scraper* kembali ke atas untuk dimulai lagi pemutaran berikutnya. Kinerja alat ini berlangsung secara otomatis.

Low Grade Fugal (LGF) beroperasi secara kontinyu dengan penambahan air dingin (32°C) dan digunakan untuk masakan C dan D. Pada PG Pesantren Baru Kediri menggunakan 10 buah alat LGF tapi yang beroperasi hanya 9. LGF nomor 1, 2,

3, 4 dan 5 digunakan untuk pemutaran masakan C yang berfungsi untuk memisahkan gula C dan stroop C. Untuk pemutaran D dilakukan dengan LGF nomor 6, 7, 8, 9 dan dihasilkan gula D1 dan klare D. Gula D1 yang dihasilkan dilebur kembali dan digunakan sebagai bahan masakan C. sedangkan klare D yang dihasilkan digunakan untuk bahan masakan D.

PG Pesantren Baru mengoperasikan 2 jenis alat putaran yaitu: putaran kontinyu yang digunakan untuk memutar masakan C dan D. Dan putaran diskontinyu yang digunakan untuk memutar masakan A dan SHS.

Masakan A diputar ulang dengan putaran diskontinyu menghasilkan kristal SHS. Gula hasil pemutaran dibawa ke stasiun penyelesaian melalui beberapa tahapan, yaitu: gula SHS dan putaran SHS masih dalam keadaan basah. Gula ini dikeringkan dalam unit *sugar dryer* dan *cooler* melalui *bucket elevator* I. Di dalam alat pengering, gula berbentuk debu dihisap dengan blower kemudian ditangkap dengan alat *cyclone*. Debu gula dari *cyclone* dilebur kembali dan digunakan sebagai bahan masakan di stasiun kristalisasi. Gula yang dikeringkan dibawa ke *vibrating screen* (saringan getar) dengan *bucket elevator* II. Kristal gula kasar dan halus kemudian dialirkan ke bak nira kental untuk dimasak lagi. Gula produk dikemas dalam plastik kemudian ditimbang secara otomatis dengan berat 50 kg. Hasil penimbangan gula dengan timbangan otomatis dicek dengan timbangan berkel agar sesuai dengan berat sebenarnya. Gula yang telah dikemas ditampung dalam gudang penyimpanan.

II.1.6 Stasiun Penyelesaian

Stasiun penyelesaian ini terdiri dari pendinginan, penyaringan, pengepakan, dan pengepakan gula SHS. Tujuan dari proses pengeringan adalah untuk mengeringkan gula SHS agar terbebas dari kadar air. Kadar air yang terkandung dalam gula SHS sebelum masuk pengeringan adalah 0,5-1,5% dan setelah masuk pengeringan kandungan airnya adalah 0,1%. Tujuan dari proses pendinginan adalah untuk menurunkan suhu gula dan

menghindari rusaknya gula. Tujuan dari proses penyaringan adalah untuk memisahkan antara gula kasar, gula produk dan gula halus.

Gula yang masuk ke stasiun penyelesaian adalah gula SHS, yaitu gula yang keluar dari putaran HGF dengan suhu 60-65 °C. Di bawah ini adalah prosedur yang terdapat pada stasiun penyelesaian:

- Gula SHS keluar dari putaran HGF menuju talang goyang
- Gula SHS masuk ke dalam sugar dryer melalui bucket elevator I, di dalam sugar dryer terdapat hembusan udara panas 85-90°C
- Gula SHS masuk ke dalam cooler, dimana di dalamnya terdapat hembusan udara dingin sehingga suhu gula turun menjadi 37°C.

Peroses selanjutnya adalah proses pengisapan debu yang bercampur dengan gula dengan menggunakan *cyclone separator*. Kemudian proses penyaringan, pada proses ini terjadi pemisahan antara gula kasar, gula produk, dan gula halus. Yang dimaksud dengan gula produk adalah gula yang ukurannya sesuai dengan yang diharapkan. Saringan gula menggunakan ukuran screen 23*23 mesh untuk gula halus 7*7 mesh untuk gula kasar. Gula kasar dan gula halus masuk ke dalam tangki leburan untuk diproses kembali pada unit kristalisasi. Sedangkan gula produk langsung menuju ke penimbangan.

Timbangan diatur secara otomatis dengan berat 50 kg lalu dilakukan pengepakan di dalam karung. Gula dalam karung disimpan di dalam gudang penyimpanan.

Jika dibandingkan dengan PG yang lain ada beberapa perbedaan antara PG satu dengan yang lainnya, yaitu pada stasiun gilingan dan stasiun penguapan. Pabrik gula umumnya menggunakan 5 set gilingan, termasuk di PG Pesantren Kediri, namun berbeda dengan PG Meritjan Kediri dan PG Watoetulis yang hanya menggunakan 4 set gilingan, pada PG Meritjan Kediri penambahan air imbibisi tidak hanya pada gilingan akhir saja tapi juga pada gilingan kedua. (Nugrahaning, 2013)

Untuk stasiun penguapan, umumnya pabrik gula di Indonesia menggunakan sistem *quadraple effect* dan *quintuple effect*. Pada PG Pesantren Kediri, seperti telah diuraikan di atas menggunakan sistem *quintuple effect* dengan jumlah evaporator secara keseluruhan 7 unit. Sama halnya dengan PG Ngadiredjo Kediri, PG Meritjan Kediri dan PG Kebonagung Malang yang menggunakan sistem *quintuple effect*. Sedangkan pada PG Watoetulis dan PG Tulangan Sidoarjo, evaporator beroperasi dengan sistem *quadraple effect*. Dan untuk PG Krebbe Malang, evaporator yang beroperasi setiap harinya ada 7 unit.

Dengan mempertimbangkan hal-hal berikut, dipilih PG Pesantren Kediri sebagai objek yang dijadikan studi kasus.

1. Ketersediaan data-data yang dibutuhkan untuk perhitungan *pinch analysis* dan *energy utilization diagram*
2. Dari data yang didapat, PG Pesantren Baru Kediri telah melakukan modifikasi terhadap sistem konfigurasi evaporator dalam hal pemanfaatan vapor sebagai sumber pemanas di stasiun pemurnian dan stasiun masakan. Untuk itu, akan ditinjau apakah konfigurasi yang ada saat ini sudah sesuai dengan syarat pertukaran panas dalam kaidah *pinch*.

II.2 *Steam On Cane (SOC)*

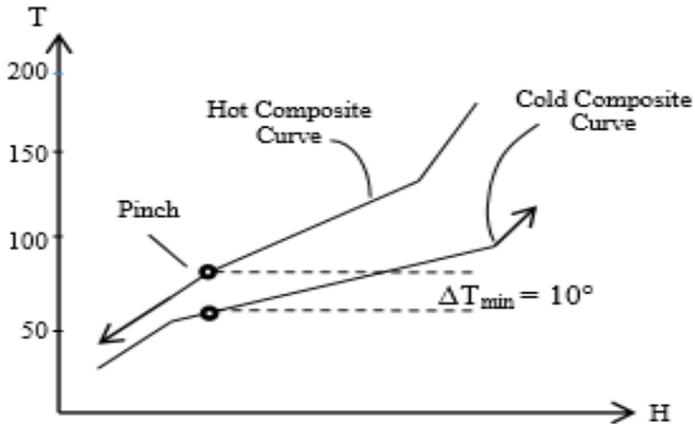
Salah satu indikator efisiensi energi pabrik gula adalah Steam On Cane. SOC menunjukkan pemakaian steam tiap berat tebu. Nilai SOC ini dapat digunakan sebagai pembandingan atau acuan dalam menentukan standar pabrik gula yang hemat energi.

$$SOC = \frac{\text{Steam yang dibutuhkan}}{\text{Tebu yang digiling}} \times 100\%$$

Pabrik gula yang efisien akan memiliki SOC kurang dari atau sama dengan 40%. Artinya untuk menggiling 1 ton tebu diperlukan uap sebanyak 0.4 ton. Nilai SOC lebih dari 40% menyebabkan pabrik gula harus menggunakan bahan bakar lain selain *bagasse*. (Saechu, Muhammad, 2009)

II.3 Analisis *Pinch*

Pinch Technology merupakan metodologi analisis energi berbasis hukum pertama termodinamika. *Pinch Technology* dikenalkan oleh Linnhoff (1998) untuk menghemat pemakaian energi dalam unit proses dan pabrik.



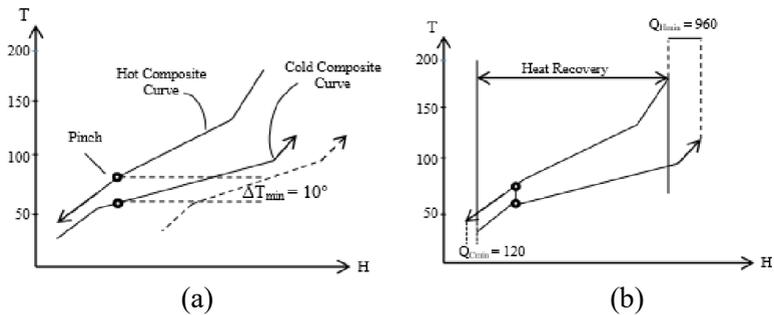
Gambar II.1 *Composite curve* untuk analisis *pinch* (Linnhoff, 1998)

Pinch Technology adalah teknik integrasi panas yang membutuhkan penyusunan plot suhu terhadap panas yang ditransfer dalam suatu sistem. Aliran fluida panas (fluida yang akan didinginkan) dan aliran fluida dingin (fluida yang akan dipanaskan) dari suatu sistem. Teknik ini digambarkan dalam *composite curve* yang berisi dua kurva yang terpisah. Istilah *pinch* didapat dari penyempitan kedua kurva yang ada dalam grafik sebagaimana ditunjukkan di Gambar II.1.

Tahapan utama dalam analisis *pinch* ditampilkan dalam Gambar II.2. Tahapan pertama adalah melakukan ekstraksi data neraca massa dan panas dari *flowsheet* menjadi data *pinch*. Data *pinch* meliputi data termal dan informasi biaya yang dibutuhkan terkait aplikasi *pinch*. Ekstraksi data *flowsheet* ini berguna untuk menyusun data termal yang berguna untuk menentukan *hot*

stream dan *cold stream*. Data *hot stream* merupakan data aliran fluida yang membutuhkan pendinginan (*heat sources*) sedangkan *cold stream* adalah aliran yang membutuhkan panas (*heat sink*). Data aliran fluida panas dan aliran fluida dingin yang telah disusun selanjutnya digambarkan dalam bentuk *composite curve* hubungan suhu-entalpi (T-H) yang digambarkan dalam bentuk grafik menunjukkan panas tersedia dalam proses (*hot composite curve*) dan panas yang dibutuhkan dalam proses (*cold composite curve*).

Tahap kedua merupakan analisis yang meliputi penentuan target energy, optimasi antara biaya capital dan energi, penentuan modifikasi proses, penentuan tingkat utilitas dan penempatan *heat engine* dan *heat pump*. *Composite curve* yang terdiri dari *hot* dan *cold composite curve* memberikan gambar aliran berlawanan arah dan dapat digunakan untuk menentukan target energi minimum untuk proses tersebut. Target energi minimum ditentukan dengan menentukan selisih suhu minimum atau *pinch* (ΔT_{min}) untuk kedua grafik untuk *hot* dan *cold composite curve*. Gambar II.2 (a) merupakan contoh *hot* dan *cold composite curve*. Grafik dengan garis putus – putus merupakan grafik awal dimana selisih suhu antara kedua grafik masih diatas 10°C . ΔT_{min} untuk proses kimia biasanya dipilih 10°C , sehingga untuk mendapatkan ΔT_{min} 10°C maka dilakukan dengan menggeser secara horizontal ke kiri untuk *cold composite curve* sehingga diperoleh *composite curve* grafik yang terbaru dengan ΔT_{min} 10°C .

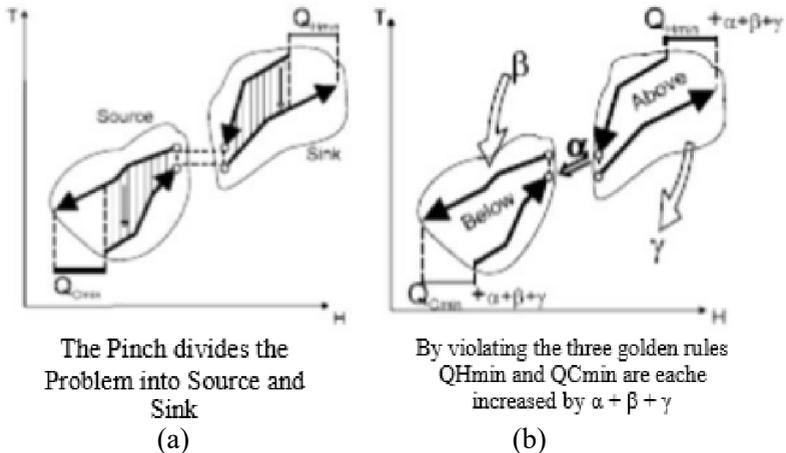


Gambar II.2 Penentuan Target Energi Berdasarkan Composite Curve (Linnhoff, 1998)

Gambar II.2 (b) menunjukkan target energi minimum untuk *composite curve* dengan ΔT_{min} 10°C . Pada kondisi pinch, kebutuhan utilitas untuk memanaskan akan minimum (Q_{Hmin}) dan kebutuhan utilitas untuk mendinginkan juga akan minimum (Q_{Cmin}). Analisis *pinch* memberikan kemudahan dalam menentukan target konsumsi energi minimum dengan basis neraca massa dan neraca panas.

Gambar II.3 merupakan ilustrasi penerapan kaidah *pinch technology*:

- Tidak ada pendinginan external (utilitas dingin) yang digunakan diatas suhu *pinch* (*hot pinch temperature*)
- Tidak ada pemanasan external (utilitas panas) yang digunakan di bawah suhu *pinch* (*cold pinch temperature*)
- Tidak ada perpindahan panas yang terjadi melintasi *pinch*.



Gambar II.3 Prinsip Analisis *Pinch* (Linnhoff, 1998)

Cara lain untuk mencari target energi dari suatu aliran ΔT_{\min} yang diberikan adalah dengan *problem table*. Cara ini lebih mudah dibandingkan dengan cara kurva komposit, karena tidak diperlukan penggeseran-penggeseran kurva untuk mendapatkan ΔT_{\min} yang dikehendaki. Langkah pertama yang dilakukan dalam membuat suatu *problem table* adalah dengan menyusun temperatur aliran panas dan temperatur aliran dingin dengan selisih temperatur yang telah ditetapkan (sesuai dengan ΔT_{\min}).

Energy balance untuk tiap interval suhu pada tabel cascade mengikuti persamaan berikut :

$$\Delta H_i = (T_i - T_{i+1}) (\sum CP_{\text{cold}} - \sum CP_{\text{hot}})_i \quad (1)$$

Dengan :

ΔH_i = perbedaan entalpi untuk tiap interval i

T_i = Batas interval temperature i

T_{i+1} = Batas interval temperature $i + 1$

$\sum CP_{\text{cold}}$ = Jumlah aliran kapasitas panas untuk aliran dingin

$\sum CP_{\text{hot}}$ = Jumlah aliran kapasitas panas untuk aliran panas

ΔH_i ada yang bernilai positif dan ada yang negatif. Jika ΔH_i bernilai positif artinya terjadi surplus atau adanya panas yang

dikeluarkan ke utilitas dingin. Sedangkan jika ΔH_i bernilai positif artinya terjadi deficit yaitu ada panas yang diperoleh dari suatu utilitas panas. Setelah harga ΔH_i didapat, maka ditentukan target energi dengan mengasumsikan tidak ada aliran panas yang mengalir ke interval 1, sehingga seluruh *surplus/deficit* akan mengalir ke interval 2. Setelah sampai pada interval terakhir maka akan terlihat ΔH_i yang bernilai negatif.

Menurut prinsip termodinamika aliran energi seperti ini tidak mungkin terjadi, karena untuk mengalir dari satu interval ke interval lain, energi harus bernilai positif atau sama dengan 0 (nol). Untuk memecahkan masalah ini maka perlunya ada suplai panas dari utilitas panas sebesar nilai ΔH_i negatif yang terlihat pada tabel cascade. Sesuai dengan keseimbangan entalpi, maka setiap ΔH_i ditambah utilitas panas dengan jumlah yang sama. Sebagai hasilnya, dapat ditentukan target utilitas panas dan utilitas dingin yang minimum serta *pinch point*. Penentuan *pinch* ini dilihat pada daerah yang bernilai nol di mana tidak terjadi pertukaran atau aliran panas di daerah *pinch*. (Kennie A, 2010)

II.4 Analisis Eksergi dengan EUD (*Energy Utilization Diagram*)

Analisis eksergi dengan EUD merupakan pengembangan analisis termodinamika untuk penghematan energi dan modifikasi proses dalam suatu sistem konfigurasi energi. Analisis eksergi dikembangkan berdasar hukum kedua termodinamika dan disajikan secara grafis. Analisis eksergi memberikan informasi tentang kualitas dan kuantitas transformasi energi suatu sistem. Hukum kedua termodinamika memberikan rumusan matematik bahwa setiap proses berlangsung sedemikian rupa sehingga total perubahan entropi bernilai positif, pembatasan nilai nol hanya untuk menunjukkan bahwa proses *reversible*. Tidak ada proses yang memungkinkan total entropi berkurang atau

$$\Delta S_{\text{total}} \geq 0 \quad (2)$$

Konsep tentang eksergi berasal dari definisi perubahan energi bebas *Gibbs*.

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (3)$$

Untuk mengetahui kualitas energi maka suhu T dalam persamaan (3) diganti dengan suhu lingkungan, T_0 (298,15 K), nilai ini disebut perubahan eksergi.

$$\Delta \epsilon = \Delta H - T_0 \Delta S \quad (4)$$

Level energi (*Energy Level*) didefinisikan sebagai

$$A = 1 - T_0 (\Delta S / \Delta H) \quad (5)$$

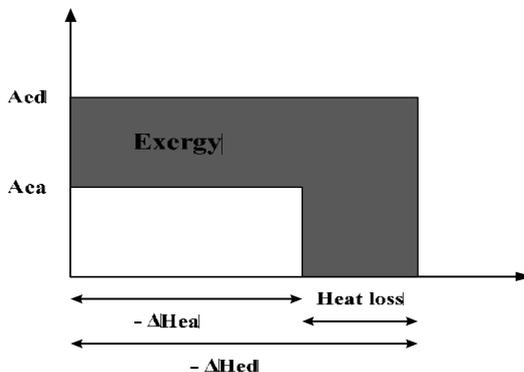
Pada kondisi kesetimbangan di mana tidak terjadi reaksi kimia, entropi dapat didefinisikan sebagai

$$\Delta S = \Delta H / T \quad (6)$$

Jika persamaan (6) disubstitusikan ke persamaan (5) maka level energi A dapat ditulis menjadi:

$$A = 1 - T_0 / T \quad (7)$$

Hubungan antara energi level dan entalpi untuk donor energi dan *acceptor* energi dinyatakan dalam EUD seperti Gambar II.4. Gambar II.4 menunjukkan grafik proses transformasi energi dari donor energi (“ed”) dan, *energy acceptor* (“ea”). Daerah arsir antara “ed” dan “ea” adalah kehilangan eksergi. Persamaan (7) ini sama dengan efisiensi siklus *Carnot*. Dalam hal ini nilai level energi tidak tergantung dengan cara pemanasan dan pendinginan. Level energi sama dengan nol jika $T = T_0$. Jika nilai T besar sekali maka nilai A mendekati 1. (Daniyanto, 2015)



Gambar II.4 EUD (*Energy Utilization Diagram*)

II.5 Sistem Tranformasi Energi di *Process House*

Bagian *process house* pabrik gula memiliki sistem tranformasi energi yang unik dimana evaporator difungsikan sebagai penghasil donor energi untuk alat perpindahan panas yang lain. Rangkaian alat perpindahan panas yang ada di bagian *process house* meliputi *heater 1*, *heater 2*, evaporator dan *vacuum pan*. *Heater 1* difungsikan untuk memanaskan nira mentah dari suhu 41.43°C ke suhu 75°C, *heater 2* untuk memanaskan nira mentah dari suhu 76.2°C ke suhu 102.96°C. Evaporator difungsikan untuk menguapkan nira encer menjadi nira kental. *Vacuum pan* difungsikan untuk mengkristalisasi gula dalam nira kental.

Analisis eksergi dengan EUD yang dilakukan di bagian *process house* akan memberi informasi yang tepat tentang level energi dan eksergi yang dimiliki oleh *vapor* dari tiap badan evaporator. *Vapor* di setiap badan evaporator memiliki level energi yang berbeda beda. Analisis eksergi dengan EUD akan dilakukan untuk memilih donor energi yang tepat pada tiap alat perpindahan panas yang ada di bagian *process house*. Penggunaan *vapor bleeding* sebagai donor energi dilakukan untuk mengehntikan *exhaust steam* sebagai donor energi. Analisis eksergi juga dilakukan untuk mengetahui pengaruh penggunaan *vapor* sebagai donor energi terhadap penurunan angka SOC. (Daniyanto,2015)

II.6 Penelitian Terdahulu

Lavarack (2006) menjelaskan bahwa analisa *pinch* sudah diaplikasikan di pabrik gula untuk menurunkan SOC. Dalam penelitian ini didapatkan penurunan SOC dari 51.6% menjadi 43.6% dengan memanfaatkan *vapor bleeding* dari evaporator untuk pemanasan vacuum pan dan juice heater. Pemanas 2 dan vacuum pan bisa menggunakan sumber panas dari uap evaporator 1, pemanas 1 dari uap evaporator 3 dan 4, dan pemanas 3 dari uap evaporator 1.

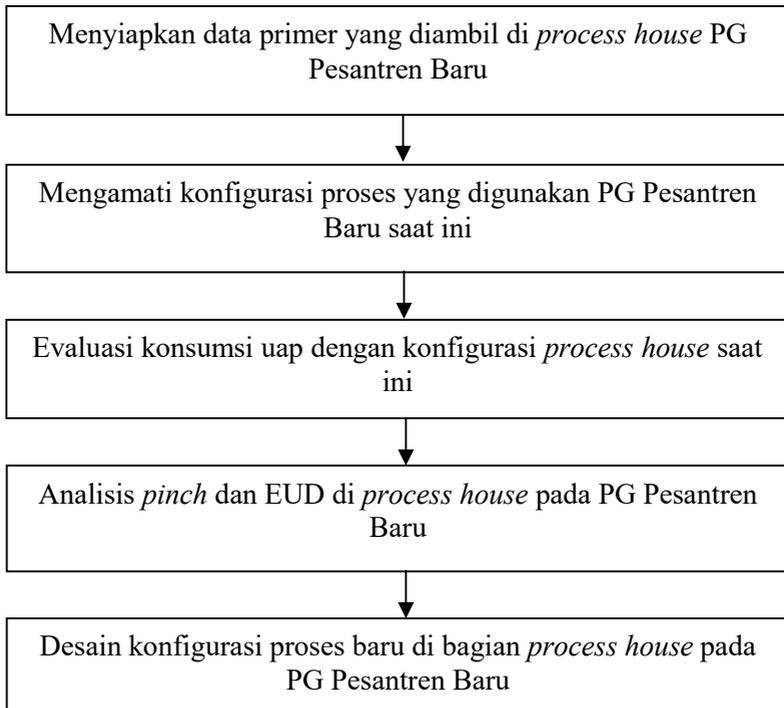
Daniyanto, Faturahman (2013) menjelaskan bahwa dengan analisa pinch, sumber panas bisa memanfaatkan uap badan evaporator atau badan kedua evaporator. Pemanas 1 bisa menggunakan sumber panas dari uap evaporator 2, pemanas 2 dari uap evaporator 3, pemanas 3 dari *exhaust steam*, *vacuum pan* bisa menggunakan uap sebagai sumber panas. Dengan mengacu pada data neraca massa dan neraca panas pabrik gula di Australia, penelitian menghasilkan konfigurasi baru di *process house* dan penurunan SOC yang diperoleh adalah 8,8% dari kondisi semula.

Daniyanto, Faturahman, Arief (2015) menjelaskan bahwa analisis eksergi dengan EUD dapat diaplikasikan pada pabrik gula guna menurunkan konsumsi SOC. Dalam penelitian ini menunjukkan optimasi yang dilakukan dengan merubah konfigurasi proses evaporator dari *quardrupple* menjadi *quintuple*. Energi donor untuk *vacuum pan* dan heater 3 digunakan vapor dari evaporator 1, sedangkan heater 1 dan heater2 menggunakan vapor dari evaporator 2, *exhaust steam* hanya digunakan untuk evaporator 1. Penelitian ini mengacu pada *Process house* di PG Modjo-Sragen, penurunan SOC diperoleh sebesar 11,24% dari kondisi semula.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan penelitian dalam menyelesaikan topik masalah yang diambil dapat dijelaskan dan diterangkan melalui diagram alir penelitian berikut:



Gambar III.1 Diagram Alir Penelitian

III.1 Menyiapkan Data Primer yang diambil di *Process House* PG Pesantren Baru

Data yang diambil meliputi neraca massa *process house* (termasuk neraca massa air dan neraca massa uap), neraca panas *process house*, konfigurasi proses saat ini, data lain yang terkait pemakaian energi pada *process house* (laju alir massa, konsentrasi, suhu dan tekanan), serta data konsumsi bahan bakar dan konsumsi energi di *process house*.

III.2 Mengamati Konfigurasi Proses yang digunakan PG Pesantren Baru saat ini

Konfigurasi proses yang diamati adalah system distribusi *exhaust steam* dan *vapor* dari evaporator yang saat ini diterapkan di *process house* PG Pesantren Baru.

III.3 Evaluasi Konsumsi Uap dan Konfigurasi *Process House* saat ini

Konfigurasi yang telah diamati, kemudian dievaluasi konsumsi uapnya yang dibutuhkan dan digunakan di *process house*.

III.4 Analisis *Pinch* di bagian *Process House* dan Analisis *Exergy Loss* Menggunakan Metode EUD

Parameter yang dibutuhkan untuk analisis *pinch* dan EUD ini adalah neraca massa, neraca panas, konsumsi bahan bakar serta konsumsi energi. Analisis *pinch* berbasis pada hukum pertama termodinamika dan bersifat kuantitatif sedangkan analisa EUD berbasis hukum kedua termodinamika dan bersifat kualitatif.

III.5 Desain Konfigurasi Proses Baru dan Pemilihan Alternatif Proses

Modifikasi proses yang telah ditetapkan, kemudian didesain sebagai konfigurasi proses yang baru pada *process house* di PG Pesantren Baru.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Data dalam penelitian ini merupakan data primer dari Pabrik gula Pesantren Baru, Kediri, Jawa Timur.

IV.1 Kondisi Umum Konsumsi Energi di PG Pesantren Baru

SOC untuk pabrik gula yang efisien yaitu kurang dari 40%. Dari konfigurasi proses yang digunakan saat ini, Pabrik Gula Pesantren Baru sudah memberikan gambaran bahwa SOC kurang dari 40% yaitu sebesar 31.47 %. Gambaran umum tentang objek yang dijadikan studi disajikan pada Tabel IV.1.

Tabel IV.1 Kondisi Umum Konsumsi Energi Pabrik Gula Pesantren Baru

Parameter	Kinerja
Kapasitas Tebu (TCD)	5665
Jenis Teknologi	Defekasi – Sulfitasi
Multiple Effect	5-effect
Konsumsi Bahan Bakar	
• Baggasse, ton/ton tebu	25.47%
• Solar, ton/ton tebu	6.30%
Konsumsi Energi	
• kKal/kg Tebu	266.25
Steam on Cane, %	31.47%

Dari hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas, SOC di PG Pesantren telah memenuhi syarat pabrik gula yang efisien. Untuk langkah selanjutnya akan dievaluasi apakah *heat integration* di PG Pesantren saat ini sudah sesuai teori atau belum dengan menggunakan metode *pinch* dan EUD.

IV.2 Analisis *Pinch* Menggunakan Kurva Komposit

Konsep *pinch* ini digunakan untuk mendesain dan mengevaluasi suatu sistem yang optimum dengan pemakaian energi yang minimum terhadap sistem tersebut. Ringkasan data untuk aliran panas dan aliran dingin pada *process house* di pabrik gula Pesantren Baru disajikan dalam Tabel IV.2 dan Tabel IV.3. ΔT_{\min} yang digunakan pada analisis *pinch* dalam penelitian ini yaitu 10°C.

Tabel IV.2 Sumber Pemanas untuk Alat Perpindahan Panas PG. Pesantren Baru

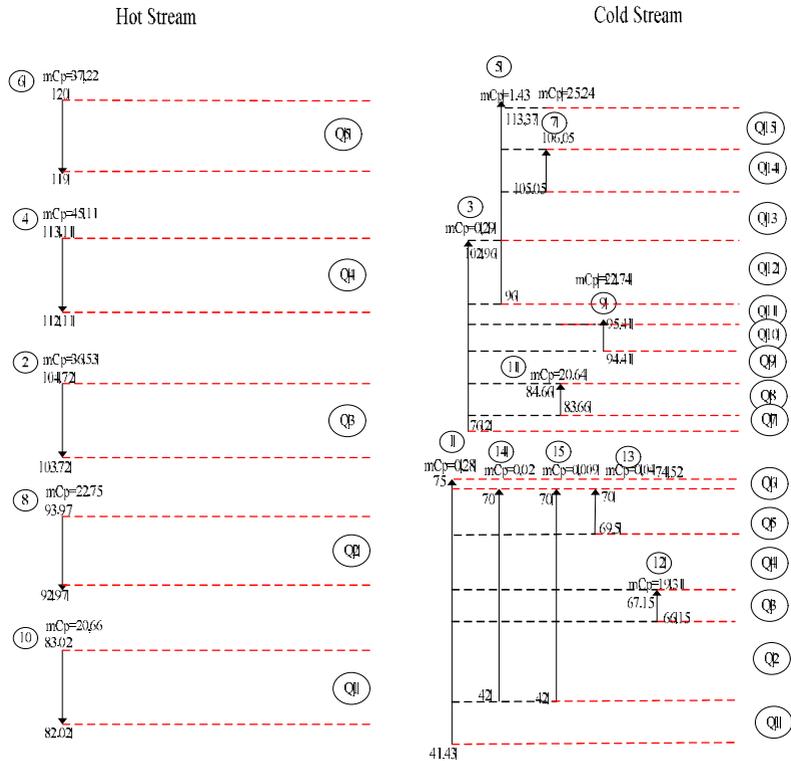
Heat Exchanger	Aliran Panas	Aliran Dingin
Heater 1	Uap Evaporator 2	Nira Mentah
Heater 2	Uap Evaporator 1	Nira Mentah
Evaporator 1	Exhaust Steam	Nira Jernih
Evaporator 2	Uap Evaporator 1	Nira Kental
Evaporator 3	Uap Evaporator 2	Nira Kental
Evaporator 4	Uap Evaporator 3	Nira Kental
Evaporator 5	Uap Evaporator 4	Nira Kental
Vacuum Pan A	Uap Evaporator 2	Bibit Gula
Vacuum Pan C	Uap Evaporator 2	Bibit Gula
Vacuum Pan D	Uap Evaporator 1	Bibit Gula

Tabel IV.3 Data Aliran *Process House* PG. Pesantren Baru

Nama Aliran	Jenis Aliran	T in (°C)	T out (°C)	mCp (MW/°C)	ΔH (MW)
Heater I (nira)	Dingin	41.43	75.00	0.282	9.45
Vapor 2	Panas	104.72	103.72	36.532	36.53
Heater II (nira)	Dingin	76.20	102.96	0.295	7.89
Vapor 1	Panas	113.37	112.37	45.112	45.11
Evaporator I (feed)	Dingin	96.00	113.37	1.59	27.55
Exhaust Steam	Panas	120.00	119.00	37.220	37.22
Evaporator II (liq e 1)	Dingin	105.05	106.05	25.240	25.24
Vapor 3	Panas	93.97	92.97	22.749	22.75
Evaporator III (liq e 2)	Dingin	94.41	95.41	22.738	22.74
Vapor 4	Panas	83.02	82.02	20.662	20.66
Evaporator IV (liq e 3)	Dingin	83.66	84.66	20.638	20.64
Evaporator V (liq e 4)	Dingin	66.15	67.15	19.305	19.31
vacum pan A (liq e 5)	Dingin	69.52	70.00	0.040	0.02
vacum pan C (feed)	Dingin	42.00	70.00	0.022	0.62
vacum pan D (feed)	Dingin	42.00	70.00	0.009	0.26

Untuk evaporator panas sensibel diabaikan, yang diperhitungkan hanya panas laten, konsep ini berdasarkan yang dijelaskan Robin Smith (hal.460) dalam bab *Heat Integration of Evaporators and Dryers*. Menurut Ian C Kemp, dalam bukunya *Pinch Analysis and Process Integration* di bab *Evaporator/Dryer Plant* (hal.351), ia menjelaskan bahwa aliran panas merupakan steam yang terkondensasi dan aliran dingin merupakan nira yang teruapkan. Berdasarkan konsep di atas, aliran panas dan aliran

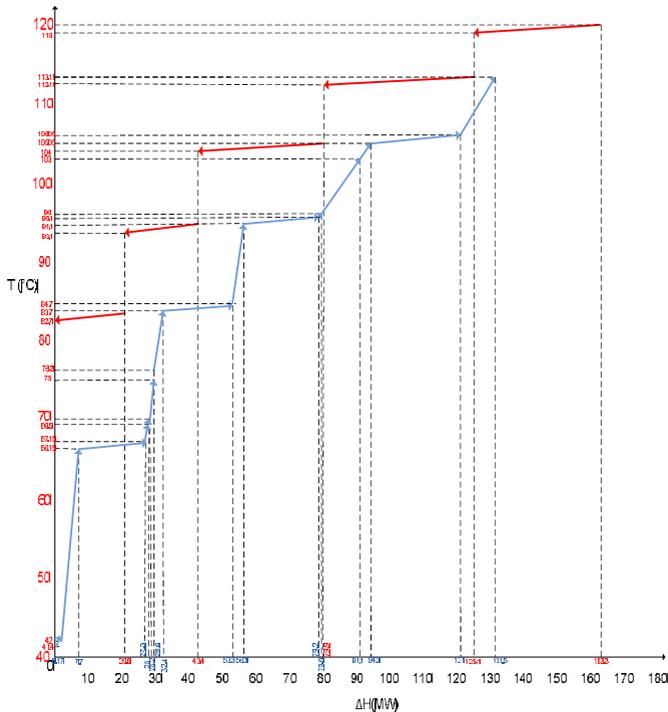
dingin bagian *process house* PG Pesantren dapat ditabelkan seperti pada Tabel IV.3. Ada 10 aliran dingin dan 5 aliran panas, sumber aliran panas tersebut berasal dari *exhaust steam* dan *vapor* dari evaporator. Selanjutnya membuat *balanced composite* untuk aliran panas dan aliran dingin seperti pada Gambar IV.1



Gambar IV.1 *Balanced Composite* untuk Rute Aliran Panas dan Aliran Dingin

Tahap selanjutnya adalah membuat kurva komposit berdasarkan data pada *balanced composit* pada Gambar IV.1. Kurva komposit dibuat dalam fungsi temperatur-enthalpi (T-H)

grafik) yang terdiri dari gabungan aliran panas dan gabungan aliran dingin. Kurva komposit untuk data aliran pada Tabel IV.3 dapat dilihat pada Gambar IV.2

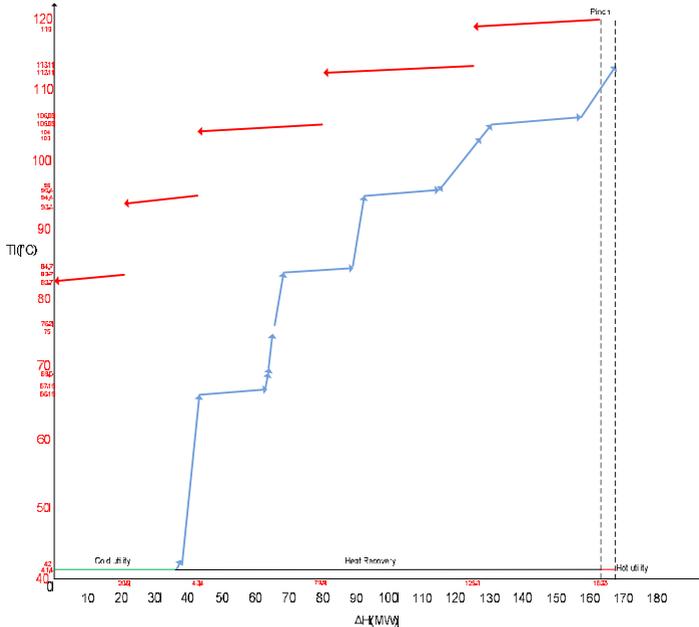


Gambar IV.2 Komposit Kurva

Penetapan *pinch point* dilakukan dengan cara menetapkan titik pada aliran panas yang apabila digeser akan menghasilkan ΔT_{\min} yang sesuai dengan yang telah ditetapkan di awal yaitu 10°C . Dengan cara ini maka diperoleh *pinch point* untuk aliran panas adalah 120°C dan untuk aliran dingin adalah 110°C .

Setelah *pinch point* ditetapkan, maka dapat diketahui kebutuhan utilitas panas dan utilitas dingin yang minimum. Kurva

komposit untuk *pinch point* dijelaskan dalam Gambar IV.3 berikut.

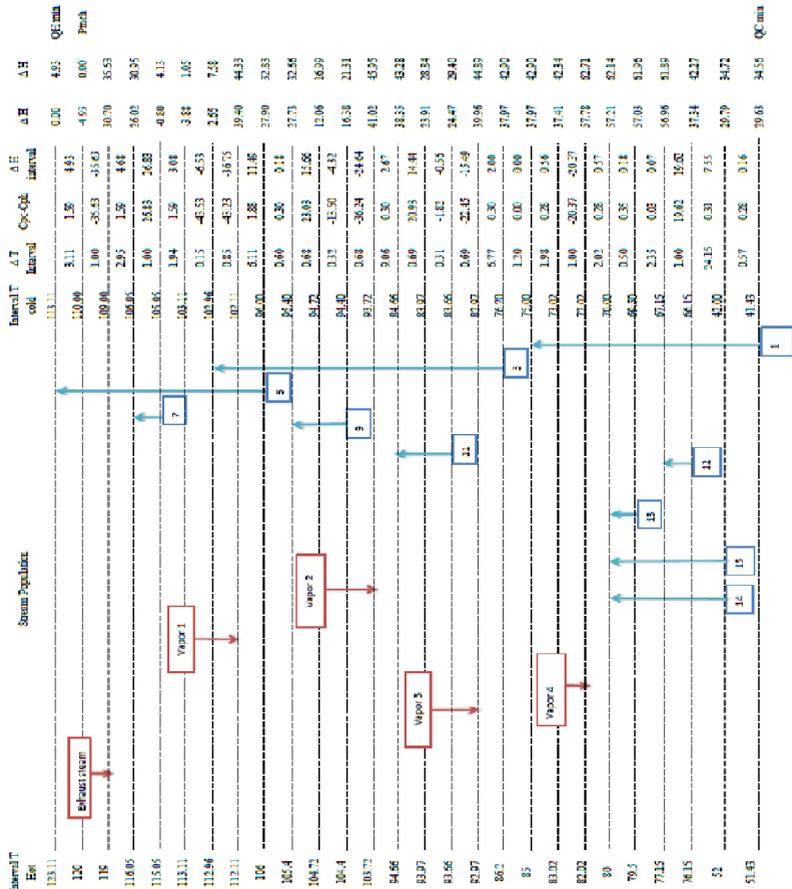


Gambar IV.3 Perkiraan Sasaran Energi Menggunakan Kurva Komposit

Pada Gambar IV.3 tersebut kebutuhan minimum utilitas panas ada pada daerah *external heater* yaitu suatu bagian dari suatu kurva komposit dingin pada daerah di atas *pinch* yang masih membutuhkan panas untuk mencapai target yang diinginkan. Sedangkan kebutuhan minimum utilitas dingin ada pada daerah *external cooler* yaitu suatu bagian dari kurva komposit panas pada daerah di bawah *pinch* yang masih memerlukan pendinginan untuk mencapai target.

IV.3 Analisis Pinch Menggunakan Problem Table Cascade

Dari pengolahan data pada bagian *process house* pabrik gula Pesantren Baru dapat ditabelkan sebagai berikut:



Gambar IV.4 Penentuan Pinch Point dan Target Energi Menggunakan Problem Table

Pada Gambar IV.4 mulanya diasumsikan tidak ada panas yang mengalir ke interval 1 dari suatu utilitas panas, sehingga defisit panas 4.93 mW dari interval 1 mengalir ke interval 2. Jadi di interval 2 terjadi surplus sebesar 4.93 mW yang selanjutnya mengalir menuju interval 3. Interval 3 memiliki panas sebesar surplus 35.63 mW sehingga setiap mengalirkan panas sebesar 4.93 mW, interval 3 menyisahkan 30.70 defisit suhu untuk mengalir ke interval 4. Begitu seterusnya sampai pada interval terakhir.

Jika ditinjau kembali dari gambar di atas maka akan terlihat aliran yang bernilai negatif sebesar 4.93 mW yang mengalir dari interval 1 ke interval 2. Maka suplai panas dari utilitas panas yang harus ditambahkan adalah sebesar 4.93 mW. Suplai panas ini adalah jumlah minimum agar tidak terjadi aliran negatif antar interval.

Dengan demikian maka semua aliran ditambah dengan 4.93 mW, dan hasil akhirnya target kebutuhan utilitas minimum dapat ditentukan yaitu 4.93 mW untuk utilitas panas dan 34.56 mW untuk utilitas dingin. Setelah terjadi penambahan 4.93 mW di tiap aliran, maka kalor yang mengalir dari interval 1 ke interval 2 bernilai 0 mW. Seperti telah diuraikan di tinjauan pustaka bahwa tidak terjadi aliran panas pada daerah pinch. Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa pada gambar IV.1 pinch terjadi pada temperatur 120°C untuk aliran panas dan 110 °C untuk aliran dingin.

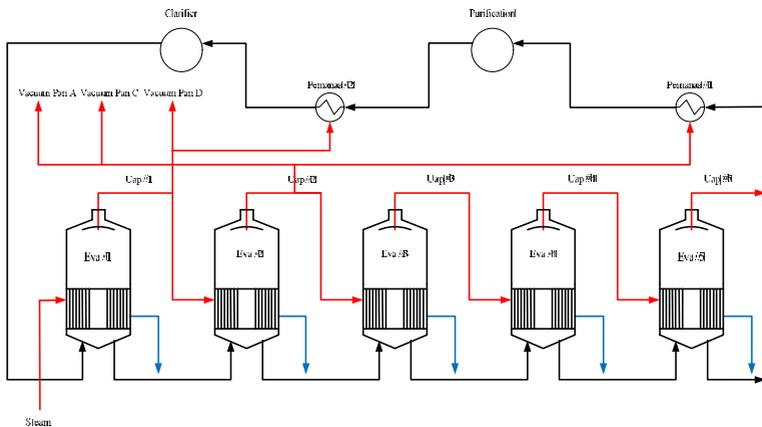
IV.4 Analisis *Energy Recovery* di *Process House* PG Pesantren Baru

Data pada Tabel. IV.3 telah dianalisa menggunakan kurva komposit dan *cascade*, sehingga diketahui kebutuhan utilitas panas minimum sebesar 4.93 mW dan utilitas dingin minimum sebesar 34.56 mW. Pinch untuk aliran panas pada temperatur 120°C dan 110 °C untuk aliran dingin. Data ini selanjutnya digunakan untuk mencari desain optimum agar diperoleh energi recovery yang terbaik. Namun, sebelumnya telah diperoleh data

konfigurasi dari *process house* PG Pesantren Baru. Untuk itu, dilakukan evaluasi terlebih dahulu terhadap konfigurasi yang telah ada.

Dari hasil pengamatan untuk *process house* PG Pesantren Baru menggunakan konfigurasi proses seperti yang terlihat pada gambar IV.1. Unit evaporasi pada pabrik ini menggunakan sistem *multiple-effect* evaporator dengan sistem *quintuple effect*.

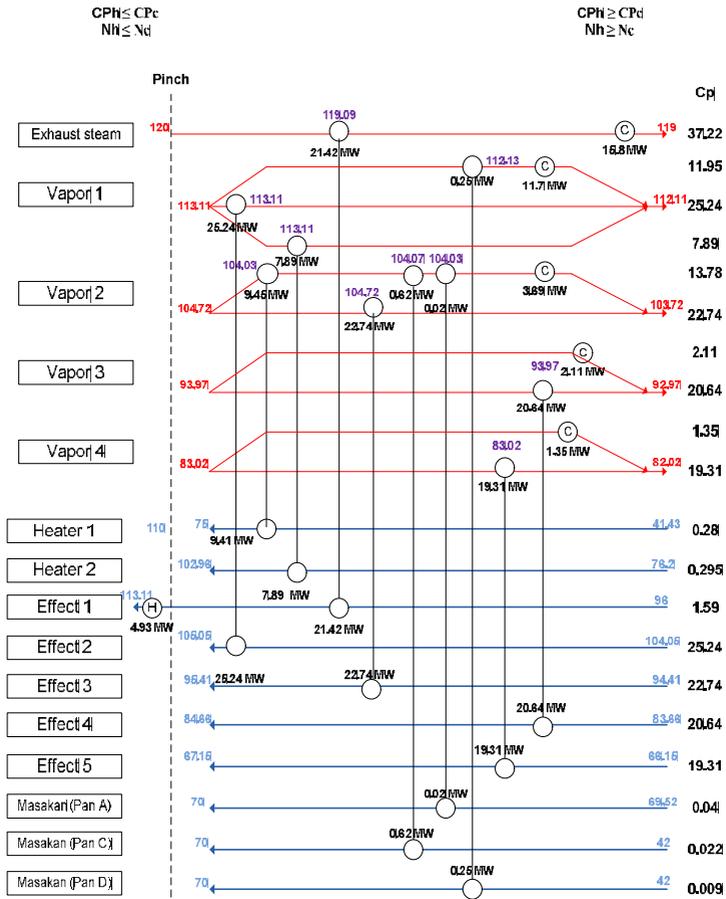
Exhaust steam digunakan sebagai donor energi untuk evaporator I dan untuk *heater* di stasiun pemurnian serta *pan* di stasiun masakan, digunakan *vapor* dari evaporator *effect* 1 dan 2 sebagai donor energy.



Gambar IV.5 Konfigurasi Proses *Existing* Pabrik Gula Pesantren Baru

Kondisi ini memberikan total konsumsi *steam on cane*(SOC) sebesar 31.47%. Konsumsi *exhaust steam* untuk pabrik ini didominasi oleh *process house* sekitar 25.80%, *service steam* 2.60%, dan *losses* 3.1%. Pada pabrik ini, konsumsi *exhaust steam* terbesar adalah untuk mensuplai energi di evaporator 1 (25.80%). Kehilangan energi masih cukup besar yaitu 3.07%.

Dari hasil pengamatan di *process house* PG Pesantren Baru pada Tabel IV.3 dan Gambar IV.1 dapat diterjemahkan ke dalam diagram grid seperti pada Gambar IV.6 di bawah ini.

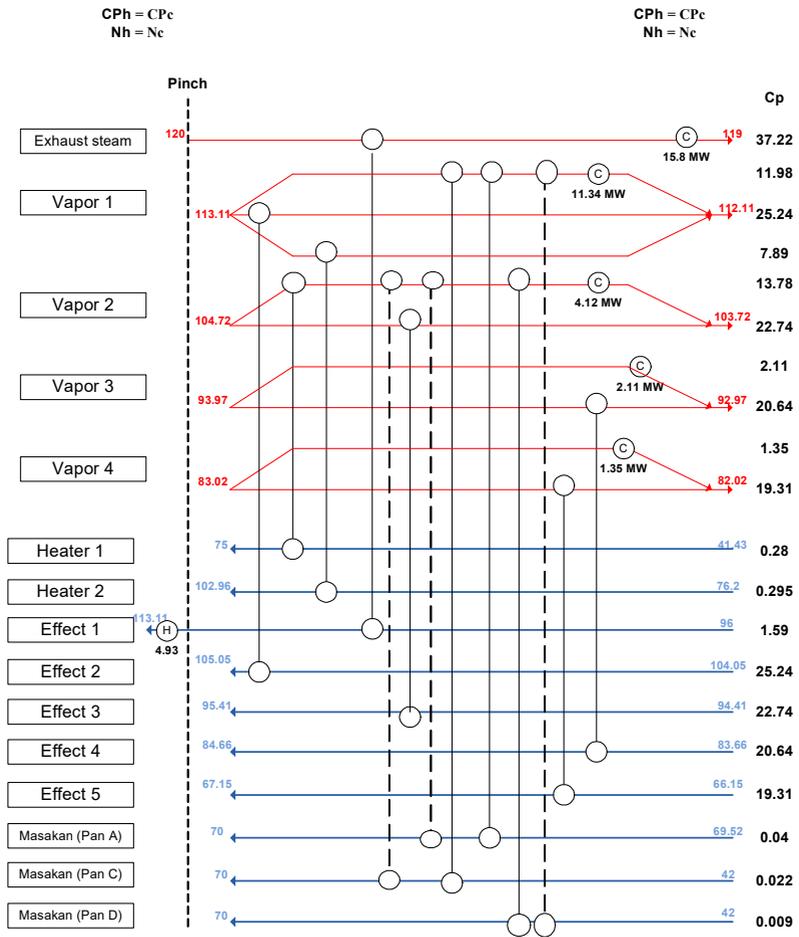


Gambar IV.6 Diagram *Grid* Konfigurasi Proses *Existing* Pabrik Gula Pesantren Baru

Sesuai dengan syarat yang harus dipenuhi dalam pertukaran panas dalam analisis *pinch*, maka evaluasi akan

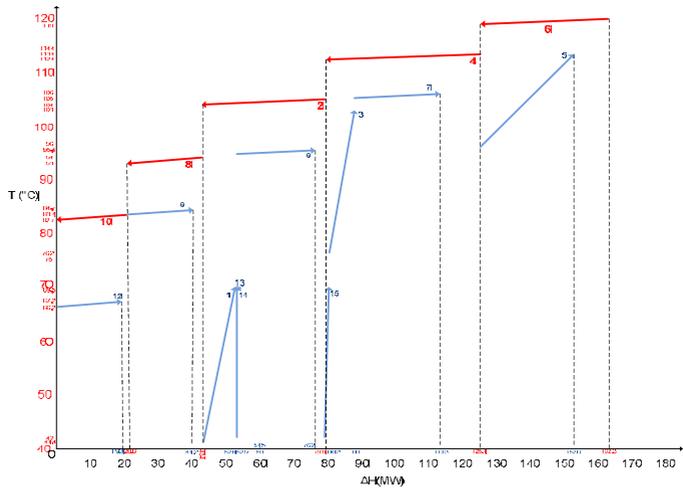
dimulai pada daerah bagian atas suhu pinch. Pada Gambar IV.2 hanya ada satu aliran dingin di atas suhu pinch, yaitu aliran (5) atau aliran feed menuju evaporator effect 1. Hal ini tidak menyimpang dari aturan bahwa $N_H \leq N_C$, pada aliran ini ditambahkan utilitas panas sebesar 4.93 mW karena tidak ada aliran panas yang bisa menjadi donor energi.

Evaluasi selanjutnya adalah untuk daerah di bawah suhu pinch. Pada awalnya jumlah aliran panas di bawah suhu pinch hanya berjumlah lima aliran yaitu dari exhaust steam, vapor #1, vapor #2, vapor #3, dan vapor #4. Hal ini tidak memenuhi syarat atau bertentangan dengan syarat pertukaran panas di bawah suhu pinch yaitu $N_H \geq N_C$. Untuk mengatasi masalah ini, maka dilakukan split pada aliran panas sehingga jumlahnya sama dengan aliran dingin. Selain memperhatikan syarat $N_H \geq N_C$, syarat lainnya yang diperhatikan adalah nilai $C_{pH} \geq C_{pC}$.

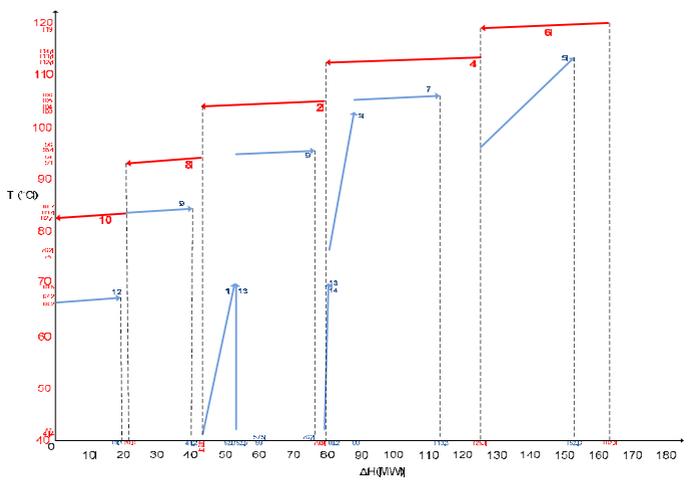


———— Rute Aliran Baru
 - - - - - Rute Aliran Existing

Gambar IV.7 Perbandingan Rute Aliran Existing dan Aliran Baru



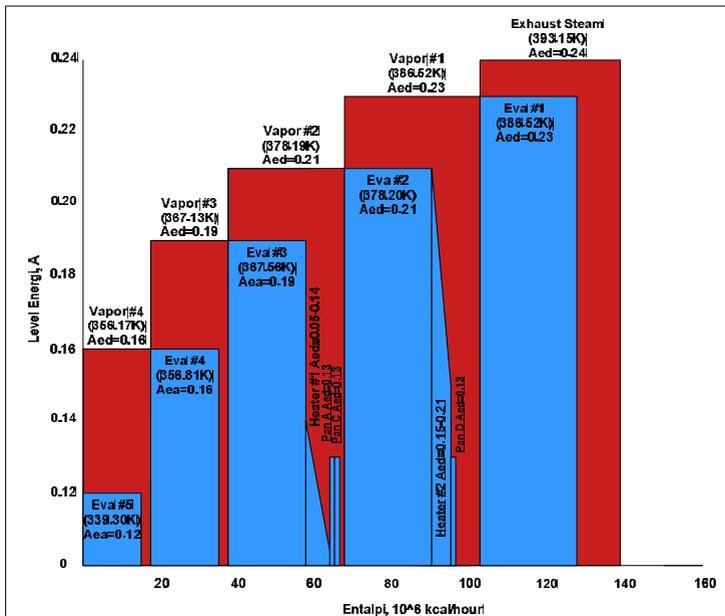
Gambar IV.8 Letak Pasangan Aliran Existing



Gambar IV.9 Letak Pasangan Aliran Baru

Pada gambar IV.7 dapat dilihat perbandingan pasangan aliran existing dengan aliran baru secara diagram grid. Pada gambar IV.8 dan IV.9 menunjukkan perbandingan letak pasangan aliran existing dan baru secara kurva.

Selanjutnya analisis *exergy* dilakukan untuk mengevaluasi kualitas energi yang terdapat di Pabrik Gula Pesantren Baru. Kualitas energi dari pabrik gula dapat dilihat dari kehilangan *exergy*. Dengan menurunnya kehilangan *exergy* maka akan menaikkan kualitas dari energi. Kehilangan *exergy* di Pabrik Gula Pesantren Baru saat ini disajikan dalam *Energy Utilization Diagram* pada gambar IV.10



Gambar IV.10 *Energy Utilization Diagram* untuk Konfigurasi Proses saat ini

Dari Gambar IV.10 terlihat bahwa yang menjadi energi donor adalah *exhaust steam*, *vapor #1*, *vapor #2*, *vapor #3*, dan *vapor #4* sedangkan energi aseptor meliputi nira di heater 1 dan heater 2 serta nira di setiap badan evaporator. Diagram ini menunjukkan bahwa kehilangan *exergy* PG. Pesantren Baru yaitu sebesar 29.88% .

IV.5 Konfigurasi Proses Baru di Pabrik Gula Pesantren Baru

Dari keseluruhan proses analisis keseimbangan kalor di bagian *process house* PG Pesantren Baru, diketahui bahwa *heat integration* antara uap yang dihasilkan dengan uap yang terpakai sudah tepat sesuai dengan konsep *pinch*. Tetapi masih ada kemungkinan pertukaran aliran dari diagram grid tersebut. Dengan mempertimbangkan hal di bawah ini, maka bisa ditentukan konfigurasi baru:

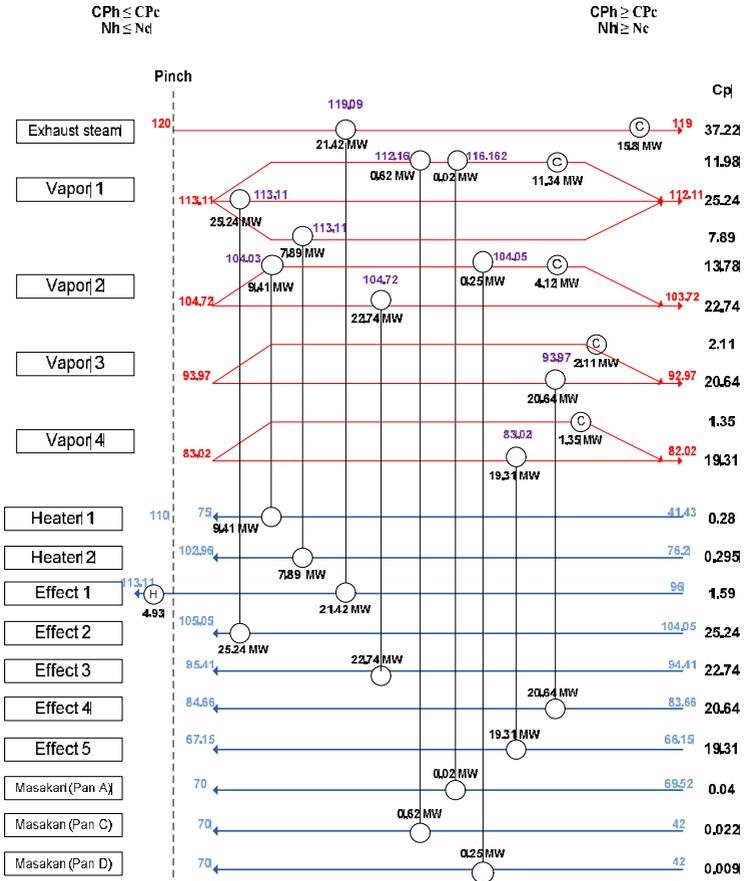
- Konfigurasi dengan rute pertukaran aliran baru akan menghasilkan kebutuhan utilitas minimum yang sama dengan konfigurasi sebelumnya.
- Nilai ΔT_{LMTD} pada masing-masing rute aliran, akan menghasilkan luas petukaran panas (A) yang berbeda. Dimana semakin besar ΔT_{LMTD} maka luas pertukaran panas semakin kecil, sehingga total *capital cost* akan semakin kecil.

Berdasarkan pertimbangan di atas maka untuk mencari pasangan aliran yang tepat adalah dengan menghitung ΔT_{LMTD} untuk masing-masing aliran dingin dari *heater* dan vacuum pan A C dan D. pasangan aliran yang memiliki ΔT_{LMTD} paling besar adalah yang disarankan untuk konfigurasi baru. Perhitungan ΔT_{LMTD} untuk masing-masing rute aliran ditampilkan pada Tabel IV.4 berikut

Tabel IV.4 ΔT_{LMTD} untuk masing-masing rute aliran

Donor	Aseptor	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	$t_1(^{\circ}\text{C})$	$t_2(^{\circ}\text{C})$	$\Delta T_{LMTD}(^{\circ}\text{C})$
Vapor 1	Heater I	113.37	112.37	41.43	75	59.429
	Heater II			76.2	102.96	20.307
	Vacum Pan A			69.52	70	42.849
	Vacum Pan C			42	70	55.520
	Vacum Pan D			42	70	55.520
Vapor 2	Heater I	104.72	103.72	41.43	75	44.075
	Heater II			76.2	102.96	9.369
	Vacum Pan A			69.52	70	34.359
	Vacum Pan C			42	70	46.933
	Vacum Pan D			42	70	46.933
Vapor 3	Heater I	93.97	92.97	41.43	75	32.586
	Vacum Pan A			69.52	70	23.709
	Vacum Pan C			42	70	35.788
	Vacum Pan D			42	70	35.788
Vapor 4	Heater I	83.02	82.02	41.43	75	20.085
	Vacum Pan A			69.52	70	12.758
	Vacum Pan C			42	70	24.045

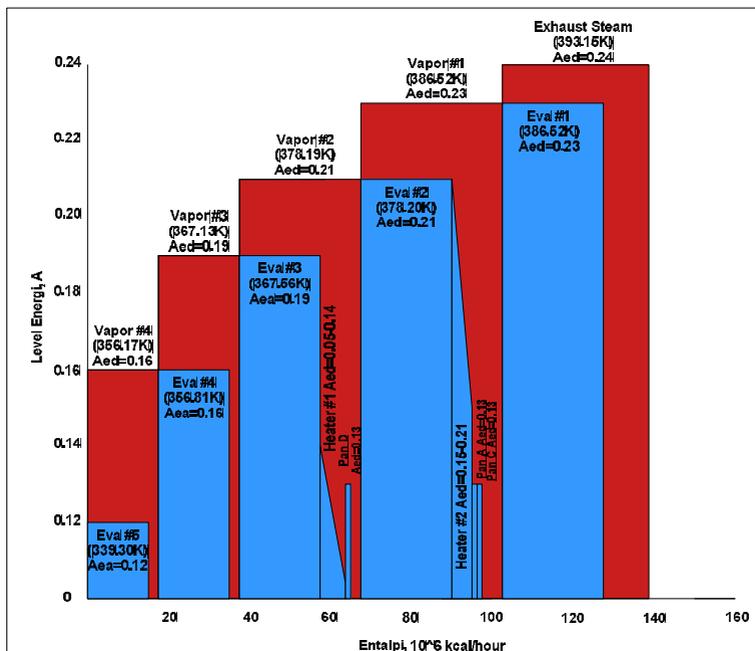
Dari Tabel IV.4 maka ditentukan konfigurasi baru pada *process house* di PG Pesantren Baru, seperti digambarkan oleh Gambar IV.8 berikut.



Gambar IV.11 Diagram *Grid* Konfigurasi Baru *Process House* Pabrik Gula Pesantren Baru

Berdasarkan konfigurasi baru yang telah ditetapkan, maka rute aliran baru yaitu dengan memanfaatkan *vapor #1* sebagai sumber pemanas di *heater 2*, *vacuum pan A* dan *C* dan *vapor #2* sebagai sumber pemanas di *heater 1* dan *vacuum pan D* maka *exergy loss* di *process house* PG Pesantren Baru juga

mengalami penurunan menjadi 29.66 %. Grafik EUD untuk konfigurasi proses baru di PG Pesantren disajikan pada Gambar IV.12.



Gambar IV.12 Energy Utilization Diagram untuk Konfigurasi Proses Baru

Konfigurasi baru ini memberikan peluang untuk menaikkan kualitas energi dimana donor energi untuk tiap alat perpindahan panas merupakan optimasi dari konsumsi *vapor* evaporator yang ditinjau dari luas pertukaran panas (A). Tabel untuk evaluasi luas pertukaran panas konfigurasi *existing* dapat dilihat pada Table IV.5 dan konfigurasi proses baru dapat dilihat pada Tabel IV.6

Tabel IV.5 Analisa Rute Aliran *Existing* Berdasarkan Luas Perpindahan Panas

Alat	T ₁	T ₂	t ₁	t ₂	ΔT _{lmtd}	Ud (Btu/hr.ft ² .F)	Ud (W/cm ² °C)	Ud (MW/cm ² °C)	Q (MW)	A (cm ²)
Juice Heater I	104.72	103.72	41.43	75	44.015	308.158	0.175	1.750E-07	45.98	5970075
Vapor 2										
Juice Heater II	113.37	112.37	76.2	102.96	20.683	308.684	0.175	1.753E-07	53	14619363
Vapor 1										
Evaporator 1	120	119	96	113.37	6.628	475.000	0.270	2.697E-07	64.77	36228857
Steam										
Evaporator 2	113.37	112.37	105.05	106.05	8.069	410.714	0.233	2.332E-07	70.35	37382509
Vapor 1										
Evaporator 3	104.72	103.72	94.41	95.41	10.311	321.429	0.183	1.825E-07	59.27	31494830
Vapor 2										

Alat	T ₁	T ₂	t ₁	t ₂	ΔT _{lmtd}	Ud (Btu/hr.ft ² .F)	Ud (W/cm ² .°C)	Ud (MW/cm ² .°C)	Q (MW)	A (cm ²)
Evaporator 4	93.97	92.97	83.66	84.66	10.311	321.429	0.183	1.825E-07	43.39	23056532
Vapor 3										
Evaporator 5	83.02	82.02	66.15	67.15	16.872	196.429	0.112	1.115E-07	39.97	21239216
Vapor 4										
Vacuum Pan A	104.72	103.72	69.52	70	34.459	110.599	0.063	6.280E-08	45.13	20853971
Vapor 2										
Vacuum Pan C	104.72	103.72	42	70	46.933	113.695	0.065	6.456E-08	45.73	15092673
Vapor 2										
Vacuum Pan D	113.37	112.37	42	70	55.785	499.910	0.284	2.839E-07	36.79	2323274
Vapor 1										
Total										2.08E+08

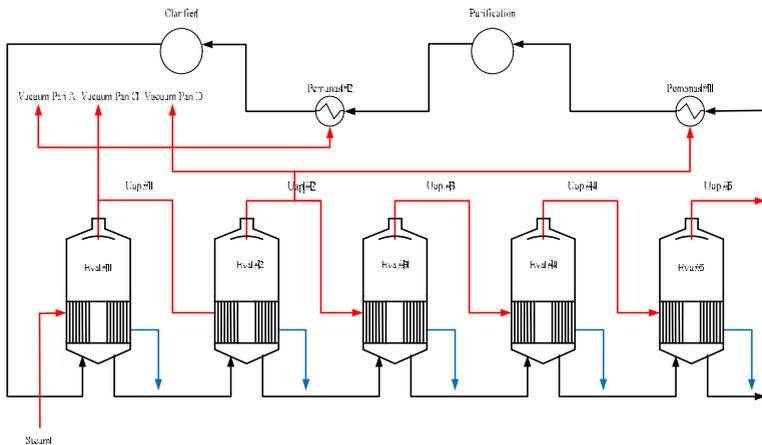
Tabel IV.6 Analisa Rute Aliran Baru Berdasarkan Luas Perpindahan Panas

Alat	T ₁	T ₂	t ₁	t ₂	ΔT _{lmtd}	Ud (Btu/hr.ft ² .F)	Ud (W/cm ² °C)	Ud (MW/cm ² °C)	Q (MW)	A (cm ²)
Juice Heater I Vapor 2	104.72	103.72	41.43	75	44.015	308.158	0.175	1.750E-07	45.98	5970075
Juice Heater II Vapor 1	113.37	112.37	76.2	102.96	20.683	308.684	0.175	1.753E-07	53	14619363
Evaporator 1 Steam	120	119	96	113.37	6.628	475.000	0.270	2.697E-07	64.77	36228857
Evaporator 2 Vapor 1	113.37	112.37	105.05	106.05	8.069	410.714	0.233	2.332E-07	70.35	37382509
Evaporator 3 Vapor 2	104.72	103.72	94.41	95.41	10.311	321.429	0.183	1.825E-07	59.27	31494830

Alat	T ₁	T ₂	t ₁	t ₂	ΔT _{lmtd}	Ud (Btu/hr.ft ² .F)	Ud (W/cm ² °C)	Ud (MW/cm ² °C)	Q (MW)	A (cm ²)
Evaporator 4	93.97	92.97	83.66	84.66	10.311	321.429	0.183	1.825E-07	43.39	23056532
Vapor 3										
Evaporator 5	83.02	82.02	66.15	67.15	16.872	196.429	0.112	1.115E-07	39.97	21239216
Vapor 4										
Vacuum Pan A	113.37	112.37	69.52	70	43.109	110.599	0.063	6.280E-08	45.13	16669518
Vapor 1										
Vacuum Pan C	113.37	112.37	42	70	55.785	113.695	0.065	6.456E-08	45.73	12697618
Vapor 1										
Vacuum Pan D	104.72	103.72	42	70	46.933	499.910	0.284	2.839E-07	36.79	2761495
Vapor 2										
Total										2.02E+08

Berdasarkan tabel di atas diketahui penurunan luas pertukaran panas dari konfigurasi *existing* ke konfigurasi baru yaitu sekitar 6000 m². Dengan luas pertukaran panas yang lebih kecil diharapkan menghasilkan nilai *capital cost* yang lebih rendah pula.

Sedangkan untuk nilai SOC konfigurasi baru ini sebesar 31.42%, angka ini mengalami penurunan 0.05% dari nilai SOC sebelumnya. Gambaran rute aliran untuk konfigurasi baru dapat dilihat pada Gambar IV.13.



Gambar IV.13 Konfigurasi Proses Baru

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, memperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Analisis *pinch* dan *Energy Utilization Diagram* (EUD) dapat diaplikasikan pada Pabrik Gula Pesantren Baru guna mengevaluasi *heat integration* dan *exergy loss* di bagian *process house*.
2. Berdasarkan analisis *pinch*, *heat integration* di bagian *process house* PG Pesantren saat ini sudah optimal jika ditinjau dari target energi. Namun jika ditinjau dari luas perpindahan panas, rute aliran tersebut masih belum optimal.
3. Saran yang diberikan untuk konfigurasi baru adalah uap evaporator 1 bisa digunakan untuk sumber pemanas *heater* II, vacuum pan A, dan vacuum pan C, uap evaporator 2 bisa digunakan untuk sumber pemanas *heater* I dan vacuum pan D.
4. Konfigurasi baru yang disarankan memberikan penurunan nilai SOC sebesar 0.05%, *exergy loss* sebesar 29.66%, *energy loss* sebesar 17.68 %, dan penurunan luas perpindahan panas sebesar 6000 m².

V.2 Saran

1. Perlunya penelitian lebih lanjut untuk meninjau pengaruh luas perpindahan panas terhadap *capital cost*.

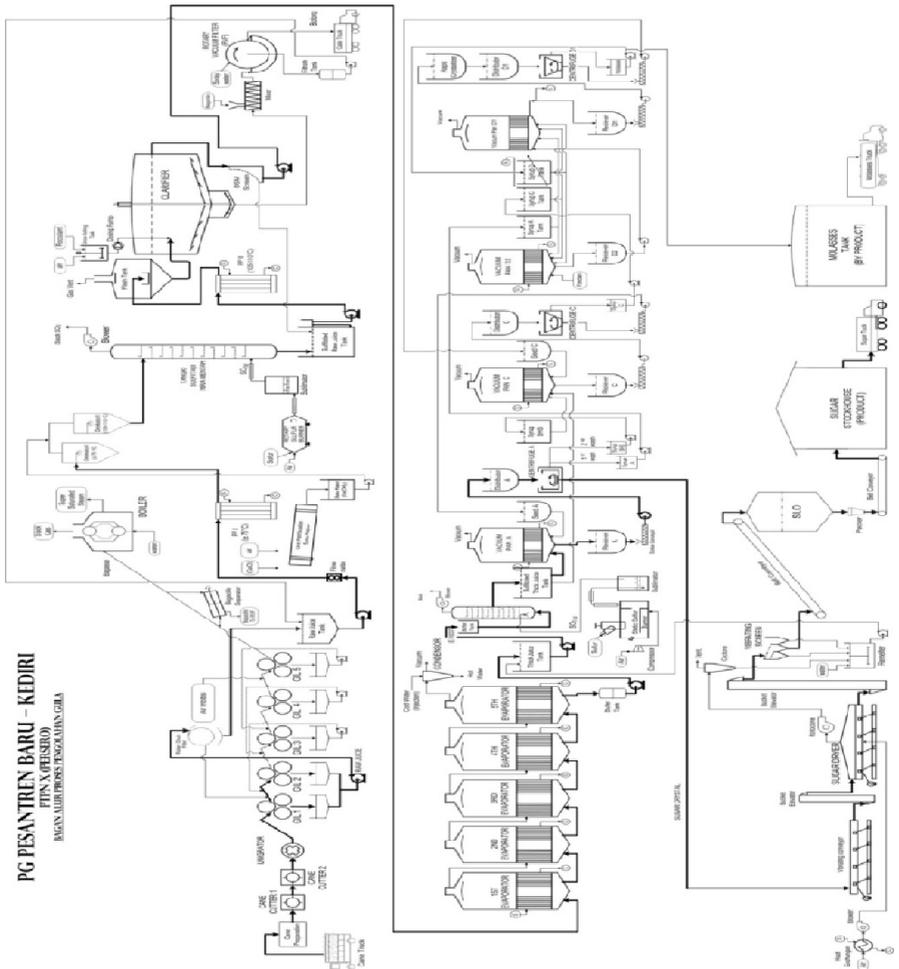
Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Daniyanto; Rifai F. Aplikasi Analisis *Pinch* untuk Menurunkan Konsumsi Steam di Bagian *Process House* Pabrik Gula. *Jurnal Rekayasa Proses*. Vol. 7 (2013) 6-13.
- Daniyanto; Rifai F.; Budiman A. Penurunan Konsumsi Steam di PG Modjo-Sragen dengan Konsep *Heat Process Integration* Menggunakan *Energy Utilization Diagram*. UPN “Veteran” Yogyakarta. ISSN 1693-4393 (2015) D1-1 – D1-7.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 3rd*. Amsterdam : Elsevier Publishing Company.
- Kemp, I. C. 2007. *Pinch Analysis and Process Integration*. Britain : Elsevier.
- Lavarack, B. P. *Application of Energy Integration Techniques (Pinch Technology) to Reduce Process Steam Consumption for Raw Sugar Factories*. Proc.ASSCT. Vol. 28 (2006).
- Lempoy, K. A. 2010. Analisis Keseimbangan Kalor di Unit *Pressing* PT. Bimoli Bitung Dengan Menggunakan Metode *Pinch*. TEKNO. Vol. 7 (2010) 61-68.
- Linnhoff. 1998. *Introduction to Pinch Technology*. England: Linnhoff March.
- Nugrahaning, 2013. Laporan KP Proses Produksi Gula PT. Perkebunan Nusantara X (Persero) PG. Pesantren Baru Kediri. Surabaya : ITS.
- Juwari; Assomadi. 2016. *Demonstration Project National Resource Efficient and Cleaner Production (RECP) Program Indonesia*. PG Pesantren Baru Kediri, Indonesia.
- Rosyid, O. A.; W.H., Pudjo; F., Diding. Studi Penghematan Energi Pada Unit Ketel Uap di Pabrik Gula. *Jurnal Sains dan Teknologi Indonesia*. Vol.10 (2008) 171-176.
- Saechu, M. Optimasi Pemanfaatan Energi Ampas di Pabrik Gula. *Jurnal Teknik Kimia*. Vol. 4 (2009) 274-280.
- Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. England : McGraw Hill.

Halaman ini sengaja dikosongkan

APPENDIKS A PROCESS FLOW DIAGRAM



Gambar A.1 *Process Flow Diagram* PG. Pesantren Baru

APPENDIKS B
HASIL PERHITUNGAN *STEAM ON CANE* DI PG
PESANTREN BARU

B.1 Nilai SOC untuk Konfigurasi Proses Saat ini

Tabel B.1 Data SOC Dari Perhitungan Neraca Massa Dan Neraca Panas

Alat	Kebutuhan Steam (ton/jam)	Kapasitas Tebu (TCH)	SOC
Evaporator I	60.846	236.042	0.2578
Loss	7.301		0.0309
Service Steam	6.137		0.0260
Total	74.284	236.042	0.3147

$$SOC = \frac{\text{Steam yang dibutuhkan}}{\text{Tebu yang digiling}} \times 100\%$$

$$SOC = \frac{74.284 \text{ ton/jam}}{236.042 \text{ ton/jam}} \times 100\%$$

$$SOC = 31.47 \%$$

B.2 Nilai SOC untuk Konfigurasi Proses Baru

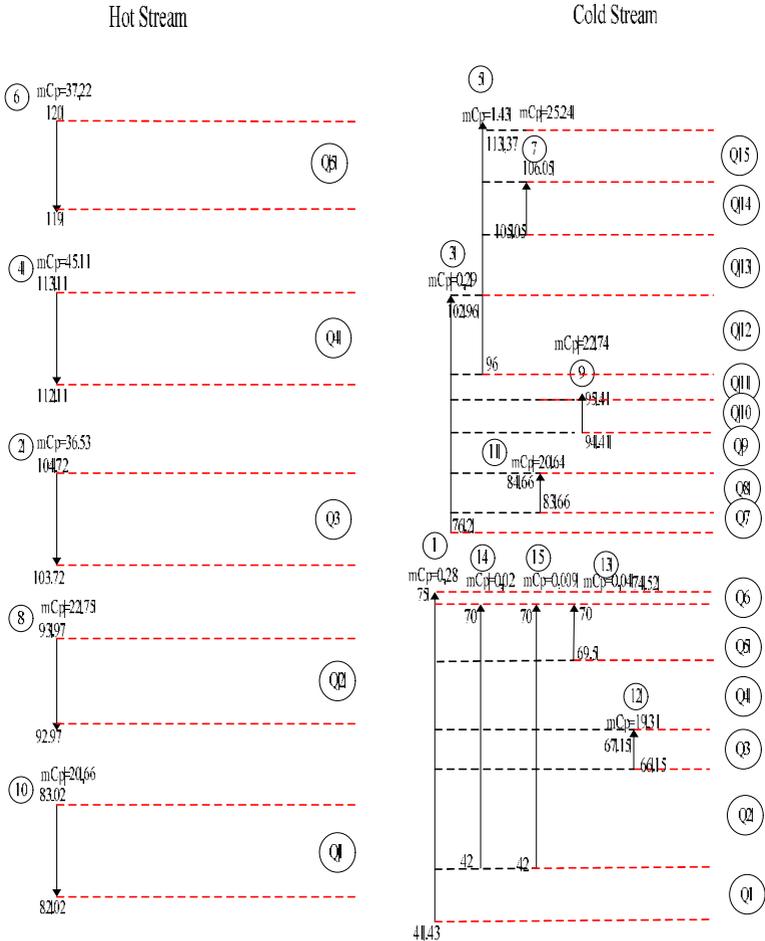
Tabel B.2 Data SOC Baru Dari Perhitungan Neraca Massa Dan Neraca Panas

Alat	Kebutuhan Steam (ton/jam)	Kapasitas Tebu (TCH)	SOC
Evaporator I	60.846	236.042	0.2578
Loss	7.174		0.0304
Service Steam	6.137		0.0260
Total	74.157	236.042	0.3142

$$SOC = \frac{\text{Steam yang dibutuhkan}}{\text{Tebu yang digiling}} \times 100\%$$
$$SOC = \frac{74.157 \text{ ton/jam}}{236.042 \text{ ton/jam}} \times 100\%$$
$$SOC = 31.42 \%$$

APPENDIKS C PERHITUNGAN PADA ANALISIS *PINCH*

C.1 *Balanced composite* Aliran Panas dan Dingin



Nilai Q untuk tiap interval adalah sebagai berikut:
Hot Stream

$$\begin{aligned} Q1 &= m CP_{10} \Delta T \\ &= 20.66 \times (83.66-82.66) \\ &= 20.66 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q4 &= m CP_4 \Delta T \\ &= 45.11 \times (113.11- \\ &\quad 112.11) \\ &= 45.12 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q2 &= m CP_8 \Delta T \\ &= 22.76 \times (94.41-93.41) \\ &= 22.76 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q5 &= m CP_6 \Delta T \\ &= 37.22 \times (120-119) \\ &= 37.22 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q3 &= m CP_2 \Delta T \\ &= 36.53 \times (105.05- \\ &\quad 104.05) \\ &= 36.54 \text{ MW} \end{aligned}$$

Cold Stream

$$\begin{aligned} Q1 &= m CP_1 \Delta T \\ &= 0.28 \times (42-41.43) \\ &= 0.17 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q5 &= (m CP_1 + m CP_{14} + m \\ &\quad CP_{15} + m CP_{13}) \Delta T \\ &= (0.28 + 0.02 + 0.009 \\ &\quad + 0.04) \times (70-69.5) \\ &= 0.17 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q2 &= (m CP_1 + m CP_{14} + m CP_{15}) \Delta T \\ &= (0.28 + 0.02 + 0.009) \times \\ &\quad (66.15-42) \\ &= 7.5 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q6 &= m CP_1 \Delta T \\ &= 0.28 \times (75-70) \\ &= 1.4 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q3 &= (m CP_1 + m CP_{15} + m CP_{14} \\ &\quad + m CP_{12}) \Delta T \\ &= (0.28 + 0.02 + 0.009 + 19.31) \\ &\quad \times (67.15-66.15) \\ &= 19.6 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q7 &= m CP_3 \Delta T \\ &= 0.29 \times (83.7-76.2) \\ &= 2.8 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q4 &= (m CP_1 + m CP_{14} + m \\ &\quad CP_{15}) \Delta T \\ &= (0.28 + 0.02 + 0.009) \\ &\quad \times (69.5-67.15) \\ &= 0.73 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q8 &= (m CP_3 + m CP_{11}) \Delta T \\ &= (0.29 + 20.64) \times \\ &\quad (84.7-83.7) \\ &= 20.9 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_9 &= m CP_3 \Delta T \\ &= 0.29 \times (94.41-84.7) \\ &= 2.8 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{10} &= (m CP_3 + m CP_9) \Delta T \\ &= (0.29 + 22.74) \times \\ &\quad (95.41-94.41) \\ &= 23.1 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{11} &= m CP_3 \Delta T \\ &= 0.29 \times (96-95.41) \\ &= 0.17 \text{ MW} \end{aligned}$$

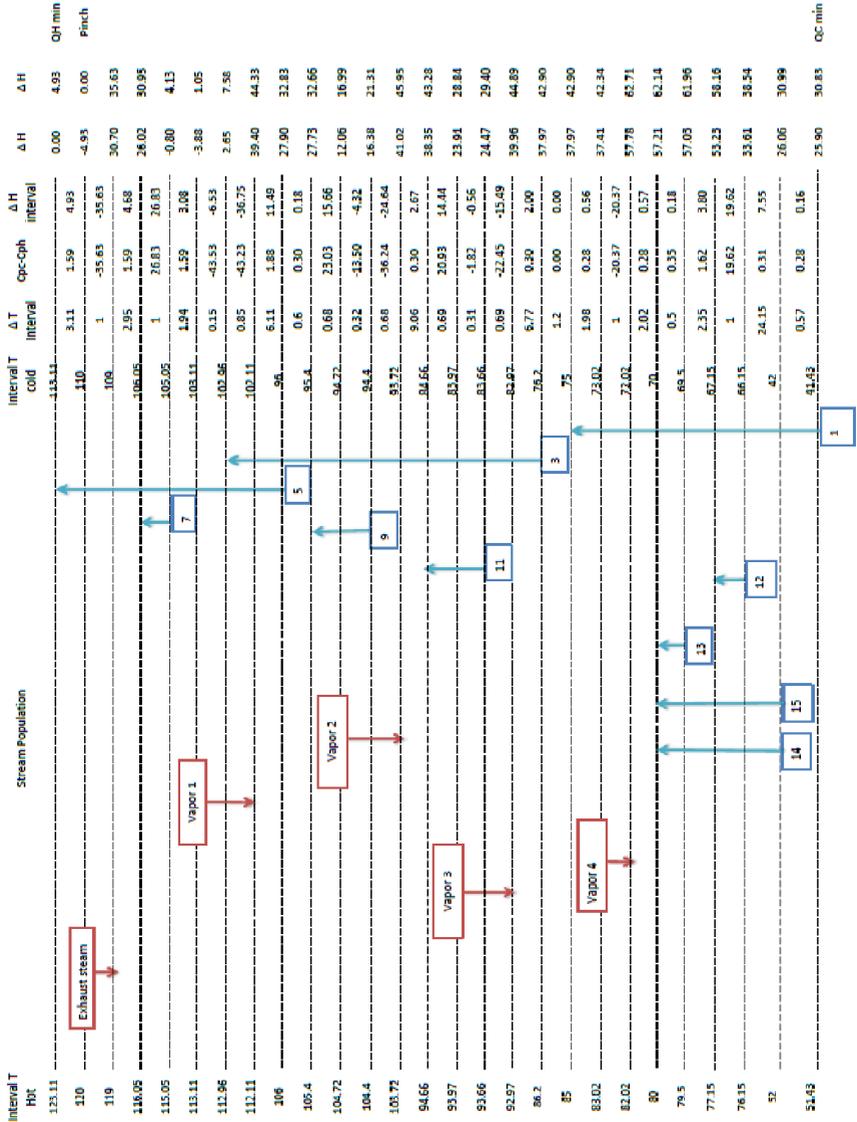
$$\begin{aligned} Q_{12} &= (m CP_5 + m CP_3) \Delta T \\ &= (0.29+1.43) \times (103- \\ &\quad 96) \\ &= 12.04 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{13} &= m CP_5 \Delta T \\ &= 1.43 \times (105.04-103) \\ &= 2.92 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{14} &= (m CP_5 + m CP_7) \Delta T \\ &= (1.43 + 25.24) \times \\ &\quad (106.04-105.04) \\ &= 26.67 \text{ MW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{15} &= m CP_5 \Delta T \\ &= 1.43 \times (113.4- \\ &\quad 106.04) \\ &= 10.52 \text{ MW} \end{aligned}$$

C.2 Problem Table Cascade



- Menghitung ΔT interval

$$\begin{aligned}\Delta T_{\text{interval 1}} &= T_1 - T_2 \\ &= 113.11^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C} \\ &= 3.11^\circ\text{C}\end{aligned}$$
- Menghitung $\Sigma C_{p\text{cold}} - \Sigma C_{p\text{hot}}$

$$\begin{aligned}(\Sigma C_{p_c} - \Sigma C_{p_h})_1 &= 1.59 \text{ mW} - 0 \text{ mW} \\ &= 1.59 \text{ mW}/^\circ\text{C}\end{aligned}$$
- Menghitung ΔH interval

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{interval 1}} &= (T_1 - T_2) (\Sigma C_{p_c} - \Sigma C_{p_h})_1 \\ &= 3.11^\circ\text{C} \times 1.59 \text{ mW}/^\circ\text{C} \\ &= 4.93 \text{ mW}\end{aligned}$$
- Menghitung ΔH , dimana nilai $\Delta H_1 = 0 \text{ mW}$

$$\begin{aligned}\Delta H_2 &= \Delta H_1 - \Delta H_{\text{interval 1}} \\ &= 0 \text{ mW} - 4.93 \text{ mW} \\ &= -4.93 \text{ mW}\end{aligned}$$

APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISIS EUD

D.1 Analisis *Energy Utilization Diagram* Untuk Konfigurasi
Proses Saat Ini

Tabel D.1 Level Energi Pada Setiap Alat Perpindahan Panas Saat
Ini

Alat-Alat	T ₀ (K)	T(K)			A (Level Energi)		
		Donor	aseptor (input)	aseptor (output)	donor	aseptor (input)	aseptor (output)
Juice Heater 1	298.15	378.19	314.58	348.15	0.21	0.05	0.14
Juice Heater 2		386.52	349.35	376.11	0.23	0.15	0.21
Vacuum pan A		386.52	342.67	343.15	0.23	0.13	0.13
Vacuum pan C		386.52	315.15	343.15	0.23	0.05	0.13
Vacuum pan D		378.19	315.15	343.15	0.21	0.05	0.13
Evaporator 1		393.15	369.15	386.52	0.24	0.19	0.23
Evaporator 2		386.52	378.20	379.20	0.23	0.21	0.21
Evaporator 3		378.19	367.56	368.56	0.21	0.19	0.19
Evaporator 4		367.13	356.81	357.81	0.19	0.16	0.17
Evaporator 5		356.17	339.30	340.30	0.16	0.12	0.12

Tabel D.2 Nilai *Exergy* Pada Setiap Alat Perpindahan Panas Saat Ini

Alat-Alat	H (Entalpy) kcal/kg		Exergy Loss	Total Exergy
	donor	aseptor		
Juice Heater 1	8135468.70	8135468.70	925271.39	1721871.82
Juice Heater 2	6792891.87	6792891.87	351262.63	1553079.66
Vacuum pan A	4092862.63	16740.50	933568.39	935763.71
Vacuum pan C	3183582.60	530923.33	658248.02	727872.23
Vacuum pan D	1561825.26	221767.90	301478.09	330560.29
Evaporator 1	32031199.81	23710106.77	2319042.44	7739956.71
Evaporator 2	24761662.36	21747891.26	1012952.30	5661334.65
Evaporator 3	21747891.26	19588966.12	860648.92	4602940.83
Evaporator 4	19588966.12	17760335.84	719270.99	3680567.87
Evaporator 5	17781393.46	16613608.50	838801.23	2896584.35
Total	139677744.07	115118700.78	8920544.41	29850532.12

$$\%Exergy\ Loss = \frac{Exergy\ Loss}{Total\ Exergy}$$

$$\%Exergy\ Loss = \frac{8920544.41}{29850532.12}$$

$$\%Exergy\ Loss = 29.88\%$$

D.2 Analisis *Energy Utilization Diagram* Untuk Konfigurasi Proses Baru

Tabel D.3 Level Energi Untuk Konfigurasi Baru

Alat-Alat	T ₀ (K)	T(K)			A (Level Energi)		
		donor	aseptor (input)	aseptor (output)	donor	aseptor (input)	aseptor (output)
Juice Heater 1	298.15	378.19	314.58	348.15	0.23	0.05	0.14
Juice Heater 2		386.52	349.35	376.11	0.21	0.15	0.21
Vacuum pan A		378.19	342.67	343.15	0.16	0.13	0.13
Vacuum pan C		378.19	315.15	343.15	0.16	0.05	0.13
Vacuum pan D		386.52	315.15	343.15	0.16	0.05	0.13
Evaporator 1		393.15	369.15	386.52	0.24	0.19	0.23
Evaporator 2		386.52	378.20	379.20	0.23	0.21	0.21
Evaporator 3		378.19	367.56	368.56	0.21	0.19	0.19
Evaporator 4		367.13	356.81	357.81	0.19	0.16	0.17
Evaporator 5		356.17	339.30	340.30	0.16	0.12	0.12

Tabel D.4 Nilai *Exergy* Untuk Konfigurasi Baru

Alat-Alat	H (Entalpy) kcal/kg		Exergy Loss	Total Exergy
	donor	aseptor		
Juice Heater 1	8135468.70	8135468.70	925271.39	1721871.82
Juice Heater 2	6792891.87	6792891.87	351262.63	1553079.66
Vacuum pan A	4092862.63	16740.50	864058.99	866254.31
Vacuum pan C	3183582.60	530923.33	604180.99	673805.21
Vacuum pan D	1561825.26	221767.90	328002.69	357084.89
Evaporator 1	32031199.81	23710106.77	2319042.44	7739956.71
Evaporator 2	24761662.36	21747891.26	1012952.30	5661334.65
Evaporator 3	21747891.26	19588966.12	860648.92	4602940.83
Evaporator 4	19588966.12	17760335.84	719270.99	3680567.87
Evaporator 5	17781393.46	16613608.50	838801.23	2896584.35
Total	139677744.07	115118700.78	8823492.58	29753480.29

$$\%Exergy\ Loss = \frac{Exergy\ Loss}{Total\ Exergy}$$

$$\%Exergy\ Loss = \frac{8823492.58}{29753480.29}$$

$$\%Exergy\ Loss = 29.66\%$$

BIODATA PENULIS

Penulis 1



Youlani Warlina Mudeng dilahirkan di Balikpapan, Kalimantan Timur, 07 Juli 1993, merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Penulis pernah menempuh pendidikan di SD Patra Dharma 3 Balikpapan, SMP Negeri 2 Balikpapan, dan SMA Negeri 2 Balikpapan. Penulis juga telah menyelesaikan pendidikan Diploma III di Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Samarinda Kalimantan Timur pada tahun 2014. Saat duduk di bangku kuliah POLNES, penulis pernah menjadi pengurus Himpunan Mahasiswa

Jurusan Teknik Kimia selama satu periode terhitung sejak Agustus 2013-Juli 2013. Penulis telah menulis Laporan Akhir sebagai syarat meraih gelar Ahli Madya dengan judul "*Studi Kinetika Reaksi Transesterifikasi Pembuatan Biodiesel dari Minyak Jarak dengan Bantuan Gelombang Ultrasonik*". Pada tahun 2015, penulis melanjutkan pendidikan S1 di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS lewat program Lintas Jalur. Pada tahun ajaran 2015/2016 dan 2016/2017 penulis menjadi asisten Laboratorium Komputasi Numerik Terapan. Tahun 2016, penulis mengambil bidang studi Perancangan dan Pengendalian Proses. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di PT. Sucofindo Bontang pada tahun 2013 dan di PT. Petrokimia Gresik pada tahun 2016. Agustus 2016, penulis menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia sebagai syarat meraih gelar Sarjana dengan judul "*Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tebu*".

Email : youlaniwarlinamudeng@yahoo.com

BIODATA PENULIS

Penulis 2



Deby Theresia, perempuan kelahiran Pendopo, Sumatera Selatan, 15 Juni 1994, merupakan anak pertama dari empat bersaudara. Penulis pernah menempuh pendidikan di SD Negeri 04 Pendopo, SMP Negeri 1 Pendopo, SMA Negeri 1 Pendopo. Penulis juga telah menyelesaikan pendidikan Diploma III di Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Sriwijaya Palembang pada tahun 2014. Saat duduk di bangku kuliah POLSRI, penulis pernah menjadi pengurus Himpunan Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia selama dua

periode terhitung sejak Agustus 2012-Juli 2013. Untuk memenuhi syarat meraih gelar Ahli Madya, penulis menyelesaikan Laporan Akhir dengan judul *“Ekstraksi Klorofil Daun Katuk, Bayam, dan Kangkung Serta Uji Stabilitas Warna Menggunakan Spektrofotometer Vis”*. Pada tahun 2015, penulis melanjutkan pendidikan S1 di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS lewat program Lintas Jalur. Saat tengah menyelesaikan program matrikulasi, penulis menjadi anggota aktif Islamic Press JMMI ITS. Pada tahun ajaran 2015/2016 penulis menjadi asisten Laboratorium Komputasi Numerik Terapan. Tahun 2016, penulis mengambil bidang studi Perancangan dan Pengendalian Proses. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di PT. Pertamina EP Prabumulih pada tahun 2013 dan di PT. Petrokimia Gresik pada tahun 2016. Agustus 2016, penulis menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia sebagai syarat meraih gelar Sarjana dengan judul *“Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tebu”*.

Email : dbythere@yahoo.com