การประเมินศักยภาพการนำความร้อนทิ้งมาใช้ในการอบกากอ้อยในโรงงานน้ำตาล

Potential Assessment for Bagasse Drying using Heat Recovery in Sugar Factory

ประพนธ์ ชูประเสริฐ[1] และ เทอดเกียรติ ลิมปิทีปราการ[2]

[1]บริษัท อุตสาหกรรมน้ำตาลอุตรดิตถ์ จำกัด (ฝ่ายโครงการ) สำนักงานใหญ่ เลขที่ 195 อาคารเอ็มไพร์ ถนนสาทรใต้ แขวงยานนาวา เขตสาธร จังหวัดกรุงเทพมหานครฯ 10120 โทร 0-2287-7000 โทรสาร 0-2286-4303 E-mail: p_chooprasert@hotmail.com

[2]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี ถนนรังสิต-นครนายก ตำบลคลองหก อำเภอธัญบุรี จังหวัดปทุมธานี 12110 โทร 0-2549-4419 โทรสาร 0-2549-3432 E-mail: terdkiat@rmutt.ac.th

บทคัดย่อ

บทความนี้เป็นการศึกษาความเป็นไปได้ในการนำความร้อนทิ้งจากกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าในโรงงานน้ำตาลขนาดอัตราการหีบอ้อย18,000 ตันอ้อยต่อวัน โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อหาแหล่งพลังงานความร้อนทิ้งมาใช้ในการอบลดความความชื้นกากอ้อย และประเมินพลังงานที่สามารถประหยัดได้ ในการวิเคราะห์การใช้พลังงานจะเริ่มต้นโดยการทำสมดุลพลังงานและมวลสำหรับกระบวนการผลิตน้ำตาลทรายและกระบวนการผลิตพลังงานไฟฟ้าที่ระดับความดันไอน้ำของเครื่องกำเนิดไอน้ำ 41 บาร์ อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ความดันออกจากกังหันไอน้ำเข้าสู่กระบวนการผลิตน้ำตาล 2.5 บาร์ อุณหภูมิ 127 องศาเซลเซียส จากการประเมินเปรียบเทียบปริมาณพลังงานความร้อนที่ระบายออกมาระหว่างปล่องควันเครื่องกำเนิดไอน้ำ กับทางออกของกังหันไอน้ำชนิดคอนเดนเซอร์ จากการศึกษาพบว่า พลังงานความร้อนที่ได้จากทางออกของกังหันไอน้ำชนิดคอนเดนเซอร์สามารถนำมาใช้ลดความชื้นให้กับเชื้อเพลิงกากอ้อยได้ นอกจากนี้จากการประเมินเบื้องต้นพบว่า เชื้อเพลิงกากอ้อยเมื่อความชื้นลดลงจาก 50% มาตรฐานเปียก เหลือ 40% มาตรฐานเปียก จะส่งผลให้ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงกากอ้อยลดลงจาก 71.0 ตันต่อชั่วโมง เหลือ 56.3 ตันต่อชั่วโมง สามารถประหยัดเชื้อเพลิงกากอ้อยได้ 95,550 ตันต่อปี คิดเป็นอัตราการผลิตไอน้ำได้ 215,895 ตันต่อปี จะสร้างรายได้ให้กับโรงงาน เพิ่มขึ้นจากการขายไฟฟ้าให้กับการไฟฟ้า ประมาณ 86,733,812 บาทต่อปี และมีระยะเวลาคืนทุน 1.1 ปี

คำสำคัญ: การนำความร้อนกลับมาใช้, อบแห้ง, โรงงานน้ำตาล

Abstract

This article is the assessment of waste heat recovery from 18000 Tons per day sugar cogeneration power plant. The objectives are to find heat recovery source for bagasse drying process and to asses energy saving. The use of energy and mass balance method between sugar production and cogeneration process regarding to appropriate analyzing method on source of heat energy has been adopted with the high steam pressure of 41 bar A. 450°C and steam turbine condensate of 2.5 bar A. 127 °C. The system provides two source of heat energy which is boiler stack and low pressure steam from steam turbine condenser. The result of comparison between them is that outlet low pressure steam from steam turbine condenser can be recovered with regarding to objective of this project. The consequence of this project study is to reduce in sugar production cost. It is clear that the reduce of moisture in bagasse from 50% wet basis to 40% wet basis will be reduce fuel consumption from 71.0 Tons per hour to 56.3 Tons per hour which equal to 95,550 tons per year and also increase steam production 215,895 tons per year. The sale revenue will be increased for 86,733,812 baths from electricity sale account and payback period 1.1 year

Keywords: Waste heat recovery, Drying, Sugar factory

1. บทนำ

ระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมที่ใช้กากอ้อยเป็นเชื้อเพลิงหลักในประเทศมีจำนวน 30 แห่งรวมกำลังการผลิตไฟฟ้าทั้งสิ้น 615.4 MWe[1] โรงงานน้ำตาลภายในประเทศไทยมีจำนวนทั้งหมด 46 โรงงาน สามารถผลิตกากอ้อยได้รวม 20 ล้านตันต่อปี [1] ปริมาณการจำหน่ายไฟฟ้าจากโรงไฟฟ้าที่ใช้เชื้อเพลิงกากอ้อยเป็นหลักรวม 191.8 MWe[1] สามารถช่วยทำให้รัฐบาลลดภาระในการสร้างโรงไฟฟ้าและลดการนำเข้าเชื้อเพลิงเพื่อใช้ในการผลิตไฟฟ้าได้

ระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมของโรงงานน้ำตาลใช้กากอ้อยเป็นเชื้อเพลิง ไฟฟ้าที่ผลิตได้จะถูกแบ่งเป็น 2 ส่วน ส่วนแรกจะถูกส่งไปใช้ในโรงงานเพื่อป้อนให้กับเครื่องจักรในกระบวนการผลิต และส่วนที่สองจะถูกส่งป้อนเข้าระบบส่งจ่ายของการไฟฟ้าเพื่อจำหน่ายให้กับการไฟฟ้า เมื่อสามารถเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าได้ จะช่วยให้ลดความสิ้นเปลืองในการใช้เชื้อเพลิงในการผลิต จะส่งผลทำให้สามารถผลิตและจำหน่ายไฟฟ้าให้กับการไฟฟ้าได้เพิ่มมากขึ้น ในขณะที่ปริมาณเชื้อเพลิงที่ใช้ในจำนวนเท่าเดิม ซึ่งเป็นการเพิ่มการใช้ประโยชน์ของพลังงาน (Energy Utilization)

เชื้อเพลิง กากอ้อยซึ่งเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการหีบสกัดน้ำอ้อย มีความชื้นประมาน 50% มาตรฐานเปียก มีค่าความร้อน

(Heating Value) ประมาน 7,360 kJ/kg จะถูกป้อนเข้าในห้องเผาไหม้ของเครื่องกำเนิดไอน้ำ เพื่อผลิตไอน้ำ โดยธรรมชาติเชื้อเพลิงกากอ้อยที่มีความชื้นสูง จะมีค่า Heating Value ค่อนข้างต่ำ เนื่องจากต้องใช้ความร้อนจำนวนหนึ่งไปใช้ในการระเหยน้ำออกจากเชื้อเพลิงกากอ้อย ทำให้ความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงกากอ้อยในการผลิตไอน้ำค่อนข้างสูง จึงมีการศึกษาการลดความชื้นเชื้อเพลิงกากอ้อย เพื่อเพิ่มค่า Heating Value ก่อนป้อนให้กับเครื่องกำเนิดไอน้ำ ทำให้ปริมาณความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงกากอ้อยการผลิตไอน้ำลดลง

รูปที่ 1 เชื้อเพลิงกากอ้อย

วรรณกรรมที่ผ่านมาพอสรุปได้ดังนี้

วีรีรัตน์ ทศไนยธาดา[1] ได้ทำการประเมินศักยภาพทางเทคนิคและทางการเงินในการเพิ่มประสิทธิภาพของระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมของโรงงานน้ำตาลในประเทศไทย โดยการเพิ่มระดับความดันทางเข้ากังหันไอน้ำ จากความดัน 18-22 บาร์ เป็น 68 บาร์ โดยแบ่งการประเมินตามกำลังการหีบอ้อย เป็น 3 ขนาด คือ โรงงานขนาดเล็ก โรงงานขนาดกลาง และโรงงานขนาดใหญ่ ผลการประเมิน พบว่า ประสิทธิภาพเอ็กเซอร์จีของโรงงานทั้ง 3 ขนาดเพิ่มขึ้นเป็น 37-39% กำลังการผลิตไฟฟ้าของโรงงานขนาดเล็ก โรงงานขนาดกลาง และโรงงานขนาดใหญ่ เพิ่มขึ้นจากเดิม 8.45, 17.04 และ 24.49 MW ตามลำดับ ผลการประเมินทางการเงินพบว่า ระยะเวลาคืนทุนอยู่ในช่วง 4.28 – 6.93 ปี

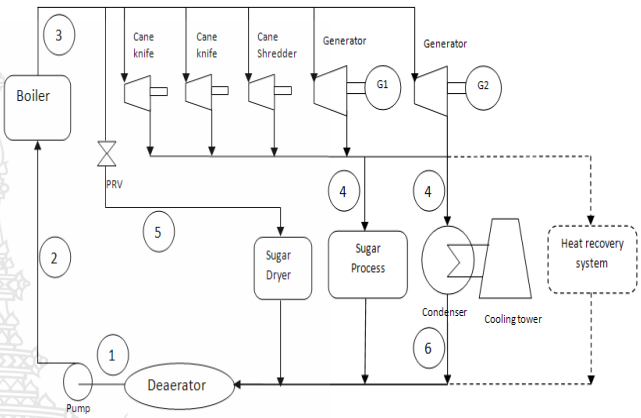
สมเกียรติ บุญณสะ [2] ได้ทำการประเมินพลังงานที่สามารถประหยัดได้โดยการนำความร้อนทิ้งของเครื่องอัดอากาศมาใช้ในการอบโฟมจากเครื่องอัดอากาศแบบหล่อเย็นด้วยอากาศทั้งหมด 3 เครื่อง ขนาด 56 kW จำนวน 2 เครื่องและ 75 kW จำนวน 1 เครื่อง อากาศที่เข้าห้องอบมีอุณหภูมิและอัตราการไหลเฉลี่ยประมาณ 60 $^{\circ}$C และ 5.1 m^3/s ตามลำดับ ปริมาตรห้องอบขนาด 67 m^3 สามารถอบโฟมได้ครั้งละ 363 kg โดยใช้เวลาประมาณ 1.5 h จากการประเมินพบว่าเครื่องอัดอากาศขณะเดินเครื่องใช้ไฟฟ้าเฉลี่ยรวม 180 kW จะสามารถนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ในการอบโฟม 345.6 MJ/h โดยอัตราการระเหยของน้ำมีค่าเฉลี่ยประมาณ 34 kg/h และจะดีที่สุดในช่วงบ่ายเพราะอุณหภูมิของอากาศร้อนที่ได้จากเครื่องอัดอากาศจะสูงขึ้นตามอุณหภูมิบรรยากาศ สำหรับการวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์เมื่อเปรียบเทียบกับระบบเดิมที่ใช้คอยล์ไอน้ำทำงาน 2,640 h/y จะสามารถประหยัดเงินได้ 154,200 Baht/y และมีระยะเวลาคุ้มทุนที่เร็วมากคือประมาณ 2.4 month

2. วัตถุประสงค์การศึกษา

2.1 เพื่อวิเคราะห์หาแหล่งพลังงานความร้อนทิ้งมาใช้ในการอบลดความความชื้นกากอ้อย

2.2 เพื่อประเมินหาพลังงานที่สามารถประหยัดได้

3. การทำงานของระบบ



รูปที่ 2 อุปกรณ์หลักในโรงงานน้ำตาลที่เกี่ยวข้องกับการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้

สภาวะต่างๆโดยประมาณ ดังแสดงในรูปที่

สภาวะที่ 1 : น้ำคอนเดนเสทออกจาก Deaerator

ความดัน 2.5 bar A. อุณหภูมิ 105 °C

สภาวะที่ 2 : น้ำป้อนเข้าเครื่องกำเนิดไอน้ำ

ความดัน 41 bar A. อุณหภูมิ 105 °C

สภาวะที่ 3 : ไอน้ำยิ่งยวดออกจากเครื่องกำเนิดไอน้ำ

ความดัน 41 bar A. อุณหภูมิ 450 °C

สภาวะที่ 4 : ไอน้ำออกจากกังหันไอน้ำ

ความดัน 2.5 bar A. อุณหภูมิ 127 °C

สภาวะที่ 5 : ไอน้ำออกจากวาล์วลดความดัน(PRV.)

ความดัน 7 bar A. อุณหภูมิ 165 °C

สภาวะที่ 6 : น้ำคอนเดนเสทออกจาก Condenser

อุณหภูมิ 49.5 °C

จากรูปที่ 2 แสดงแผนผังระบบพลังงานและมวล ของระบบทั่วไปในโรงงานน้ำตาล เริ่มจากสภาวะที่ 1 ไปยังที่สภาวะที่ 2 น้ำป้อนถูกสูบเข้าเครื่องกำเนิดไอน้ำโดยเพิ่มความดันจาก 2.5 bar A. เป็น 41 bar A. ที่อุณหภูมิ 105 °C สภาวะที่ 2 ไปยังที่สภาวะที่ 3 น้ำถูกทำให้เดือดในเครื่องกำเนิดไอน้ำเป็นไอน้ำยิ่งยวด(super heat steam) ที่ความดันคงที่ 41 bar A.อุณหภูมิ 450 °C สภาวะที่ 3 ไปยังที่สภาวะที่ 4 ไอน้ำยิ่งยวดถูกส่งไปเข้ากังหันไอน้ำเพื่อขับเครื่องจักรกลต่างๆ ความดันและอุณหภูมิ ลดลงเหลือ 2.5 bar A.อุณหภูมิ 127 °C สภาวะที่ 4 ไปยังที่สภาวะที่ 1 ไอน้ำที่ทางออกของกังหันไอน้ำจะถูกส่งไปใช้ในรูปพลังงานความร้อนในกระบวนการผลิตและกลั่นตัวเป็นน้ำคอนเดนเสท ส่วนที่ไอน้ำที่เหลือจะถูกส่งไปที่คอนเดนเซอร์และกลั่นตัวเป็นน้ำคอนเดนเสทใน

สภาวะที่ 6 และสภาวะที่ 3 ไปยังสภาวะที่ 5 ไอน้ำยิ่งยวดถูกลดความดันที่ PRV เพื่อส่งไปอบน้ำตาลทรายที่ความดัน 7 bar

ระบบที่ทำการศึกษาเป็นการประยุกต์ใช้เครื่องอบแห้งเพื่อมาทำการอบลดความชื้นของเชื้อเพลิงกากอ้อย ที่อยู่ในเส้นประดังแสดงในรูปที่ 2 โดยต่อท่อไอน้ำที่ทางออกจากกังหันไอน้ำ มาให้ความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจะถูกติดตั้งอยู่กับเครื่องอบ จากนั้นไอน้ำจะกลั่นตัวกลายเป็นน้ำคอนเดนเสท และจะถูกปั๊มส่งกลับไปยังเครื่องกำเนิดไอน้ำเช่นเดิม ส่วนพลังงานความร้อนที่ได้ดังกล่าวจะนำไปใช้ในการอบลดความชื้นเชื้อเพลิงกากอ้อย

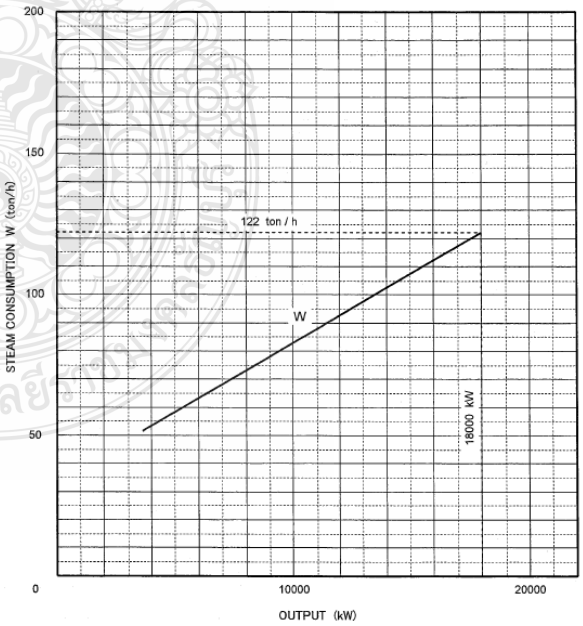
ข้อมูลทางเทคนิคเครื่องจักรที่ใช้ในการศึกษา[4],[5] และ[6] ดังแสดงในรูปที่ 3,4 และ5

- เครื่องกำเนิดไอน้ำ(Boiler) ขนาด 3x150 T/hr, ความดันไอน้ำ 41 bar A., อุณหภูมิ 450 °C
- เครื่องสูบน้ำป้อน (Feed Water Pump) ขนาด 3x184 m3/hr, เฮด 645 m.H_2O
- กังหันไอน้ำขับเครื่องกำเนิดไฟฟ้า(Generator Turbine) ขนาด 2x18 MW, ความดันไอน้ำ 41 bar A., อุณหภูมิ 450 °C
- กังหันไอน้ำขับเครื่องย่อยอ้อย(Cane Shredder Turbine) ขนาด 1x7 MW, ความดันไอน้ำ 41 bar A., อุณหภูมิ 450 °C
- กังหันไอน้ำขับเครื่องสับอ้อย(Cane Knives Turbine) ขนาด 2x2 MW, ความดันไอน้ำ 41 bar A., อุณหภูมิ 450 °C
- คอนเดนเซอร์(Steam Condenser) ขนาด Heating surface 1x940 m^2 อัตราการไหลไอน้ำ 60,730 kg/hr
- หอหล่อเย็น (Cooling Tower) ขนาด 1x37 MW, อัตราการไหลน้ำ 4,000 m^3/hr, อุณหภูมิน้ำเข้า 42 °C และน้ำออก 34 °C
- เครื่องอบกากอ้อย ขนาด 3x80 T/hr , ลดความชื้นได้ 10% wb. ใช้ลมร้อนอุณหภูมิ 100-200 450 °C

รูปที่ 3 เครื่องกำเนิดไอน้ำ

รูปที่ 4 กังหันไอน้ำขับเครื่องกำเนิดไฟฟ้า

รูปที่ 5 คอนเดนเซอร์



รูปที่ 6 อัตราการใช้ไอน้ำของกังหันขับเครื่องกำเนิดไฟฟ้า

3.1 พลังงานเครื่องสูบน้ำป้อนในกระบวนการ 1-2

$$\dot{W}_P = \dot{m}_w(h_2 - h_1) \quad (1)$$

3.2 พลังงานเครื่องกำเนิดไอน้ำในกระบวนการ 2-3 [3]

$$\dot{Q}_B = \dot{m}_S(h_3 - h_2) \quad (2)$$

3.3 พลังงานกังหันไอน้ำในกระบวนการ 3-4 [3]

$$\dot{W}_T = \dot{m}_S(h_4 - h_3) \quad (3)$$

3.4 พลังงานความร้อนที่คอนเดนเซอร์ในกระบวนการ 4-1 [3]

$$\dot{Q}_D = \dot{m}_s(h_4 - h_1) \quad (4)$$

3.5 ความร้อนทิ้งที่ได้จาก flue gas[3]

$$\dot{Q}_G = \dot{m}_G c_{P,G}(T_{\mathrm{G,in}} - T_{\mathrm{G,out}}) \quad (5)$$

3.6 ความร้อนทิ้งที่ได้จาก Steam [3]

$$\dot{Q}_S = \dot{m}_S \times h_{fg@127^{\circ}C} \quad (6)$$

3.7 อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน[7],[8]

$$\dot{Q}_{HE} = UAF\Delta T_{lm,CF} \quad (7)$$

3.8 ความชื้นมาตรฐานเปียก[9]

$$M_w = \frac{(w-d)}{w} \times 100\% \quad (8)$$

3.9 อัตราการระเหยน้ำจากกากอ้อย

$$\dot{m}_{evap} = w_{in} - w_{out} \quad (9)$$

3.10 ความร้อนที่ใช้ในการอบระเหยน้ำ

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{Q}_S + \dot{Q}_L \quad (10)$$

$$\dot{Q_S} = \dot{m}_{evap} c_{P,W}(T_{\mathrm{W},2} - T_{\mathrm{W},1}) \quad (11)$$

$$\dot{Q_L} = \dot{m}_{evap} \times h_{fg@100^{\circ}C} \quad (12)$$

3.11 ค่าความร้อนเชื้อเพลิงกากอ้อย[10]

$$LHV = 4,250 - 12s - 48.5M_w \quad (13)$$

3.12 ประสิทธิภาพเครื่องกำเนิดไอน้ำ[3]

$$\eta_B = \frac{\dot{m}_S(h_3 - h_2)}{\dot{m}_f(LHV)} \quad (14)$$

3.13 อัตราการใช้ไอน้ำในเทอมของการผลิตพลังงานไฟฟ้า[5]

$$\dot{m}_s = 32.0 + 0.005(P_E) \quad (15)$$

3.14 ประสิทธิภาพโรงไฟฟ้า[3]

$$\eta_{power\ plant} = \frac{P_E}{\dot{m}_f(LHV)} \quad (16)$$

4. ผลการศึกษา

4.1 วิเคราะห์การทำสมดุลพลังงานและมวล

จากตารางที่ 1 แสดงถึงจากการทำสมดุลการใช้พลังงานของโรงงานผลิตน้ำตาลทราย ขนาดอัตราการหีบอ้อย 18,000 ตันอ้อยต่อวัน หรือ 750 ตันอ้อยต่อชั่วโมง โดยจะแบ่งเป็น 3 ช่วงฤดูกาล

ตารางที่ 1 แสดงการสมดุลมวลในหน่วย Ton/hr

Mass Balance for 18,000 TCD. Sugar Mill & Co-Gen				
Description	**Equipments**	**Crushing**	**Remelt**	**Off-Season**
Bagasse consumption		168.2	46.9	28.4
Steam generated (41 bar.A)	Boiler	380	106	64.2
High Steam From boiler (41 bar.A)	Cane knive turbine	35.8	-	-
	Cane shredder turbine	49.8	-	-
	Generator turbine	238.3	91.7	64.2
	Process	36.1		
Medium pressure From PRV. (7 bar.A)	Sugar dryer	20	15	-
Low Pressure From turbine exhaust and PRV. (2.5 bar.A)	Process	320	36.7	6.8
	Condenser	40	40	57.4

ช่วงฤดูกาลหีบอ้อย(Crushing season) ประมาณ 120 วัน (ธันวาคม – มีนาคม) จะมีกากอ้อยจากการหีบอ้อยประมาณ 225 ตันต่อชั่วโมง เครื่องกำเนิดไอน้ำจะผลิตไอน้ำที่ความดัน 41 บาร์ 450

องศาเซลเซียส อัตราการผลิต 380 ตันต่อชั่วโมง เพื่อจ่ายให้กับกังหันไอน้ำทุกตัวในโรงงาน รวม 323.9 ตันต่อชั่วโมง และส่งจ่ายไอน้ำผ่านวาล์วลดความดัน(PRV.) เพื่อไปอบน้ำตาลทรายที่ความดัน 7 บาร์ อัตรา 20 ตันต่อชั่วโมง และจะกลั่นตัวเป็นคอนเดนเสท ส่วนไอน้ำที่ออกจากทางออกของกังหันไอน้ำ จะถูกส่งจ่ายไปรวมกับไอน้ำที่มาจากเครื่องกำเนิดไอน้ำและลดความดันที่ PRV.โดยตรงอีก ในอัตรา 36.1 ตันต่อชั่วโมง เพื่อป้อนให้กับกระบวนการผลิตน้ำตาลทรายที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 320 ตันต่อชั่วโมง และจะกลั่นตัวเป็นคอนเดนเสท ส่วนไอน้ำที่เหลือ จะถูกส่งไปกลั่นตัวที่คอนเดนเซอร์เพื่อทำเป็นสถานะน้ำกลับไปยังเครื่องกำเนิดไอน้ำที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 40 ตันต่อชั่วโมง

ช่วงฤดูกาลละลายน้ำตาล(Remelt season) ประมาณ 60 วัน (เมษายน – พฤษภาคม) จะเป็นการนำน้ำตาลทรายดิบในโกดังกลับมาทำน้ำตาลทรายขาว เครื่องกำเนิดไอน้ำจะผลิตไอน้ำที่ความดัน 41 บาร์ 450 องศาเซลเซียส อัตราการผลิต 106 ตันต่อชั่วโมง เพื่อจ่ายให้กับกังหันไอน้ำเครื่องกำเนิดไฟฟ้า 91.7 ตันต่อชั่วโมง และส่งจ่ายไอน้ำผ่านวาล์วลดความดัน(PRV.) เพื่อไปอบน้ำตาลทรายที่ความดัน 7 บาร์ อัตรา 15 ตันต่อชั่วโมง และจะกลั่นตัวเป็นคอนเดนเสท ส่วนไอน้ำที่ออกจากทางออกของกังหันไอน้ำ จะถูกส่งจ่าย เพื่อป้อนให้กับกระบวนการผลิตน้ำตาลทรายที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 36.7 ตันต่อชั่วโมง และไอน้ำที่เหลือ จะถูกส่งไปกลั่นตัวที่คอนเดนเซอร์เพื่อทำเป็นสถานะน้ำกลับไปยังเครื่องกำเนิดไอน้ำที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 40 ตันต่อชั่วโมง

ช่วงปิดฤดูกาลผลิตน้ำตาล(Off season) ประมาณ 90 วัน (มิถุนายน – สิงหาคม) เครื่องกำเนิดไอน้ำจะผลิตไอน้ำที่ความดัน 41 บาร์ 450 องศาเซลเซียส อัตราการผลิต 64.2 ตันต่อชั่วโมง เพื่อจ่ายให้กับกังหันไอน้ำเครื่องกำเนิดไฟฟ้าไอน้ำที่ออกจากกังหันไอน้ำ จะส่งส่งจ่ายไอน้ำไป กระบวนการผลิต (De aerator) ที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 6.8 ตันต่อชั่วโมง และไอน้ำที่เหลือ จะถูกส่งไปกลั่นตัวที่คอนเดนเซอร์เพื่อทำเป็นสถานะน้ำกลับไปยังเครื่องกำเนิดไอน้ำที่ความดัน 2.5 บาร์ อัตรา 57.4 ตันต่อชั่วโมง

ตารางที่ 2 แสดงการสมดุลพลังงานในหน่วย MW

Des-cription	Energy	Crushing Season	Remelt Season	Off-Season
Input	Bagasse	358.4	100.0	60.6
Output	Energy loss in Boiler	53.8	15.0	9.1
	Steam Turbine	44.2	13.5	9.4
	Sugar Dryer	15.3	11.5	-
	Process	193.9	22.2	4.1
	Condenser	24.2	24.2	34.8
	Energy loss in Process	27.0	4.9	3.2

จากตารางที่ 2 แสดงถึงปริมาณการป้อนพลังงานจากเชื้อเพลิงและการใช้พลังงานของเครื่องจักรต่างๆ ทั้ง 3 ฤดูกาล ดังต่อไปนี้

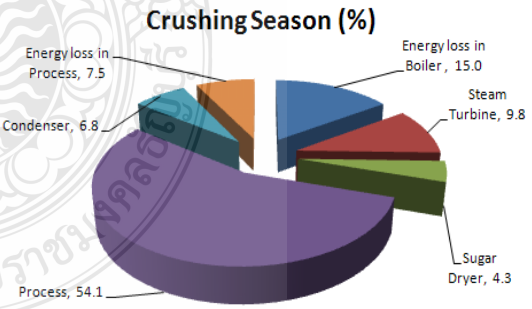
ช่วงฤดูกาลหีบอ้อย เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องกำเนิดไอน้ำ คิดเป็นพลังงานที่ป้อนเข้า (input) 358.4 MW และส่งพลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 53.8 MW กังหันไอน้ำ 44.2 MW เครื่องอบน้ำตาลทราย 15.3 MW กระบวนการผลิต 193.9 MW ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 24.2 MW และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 27 MW

ช่วงฤดูกาลละลายน้ำตาล เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องกำเนิดไอน้ำ คิดเป็นพลังงานที่ป้อนเข้า (input) 100 MW และส่งพลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 15 MW กังหันไอน้ำ 13.5 MW เครื่องอบน้ำตาลทราย 11.5 MW กระบวนการผลิต 22.2 MW ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 24.2 MW และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 4.9 MW

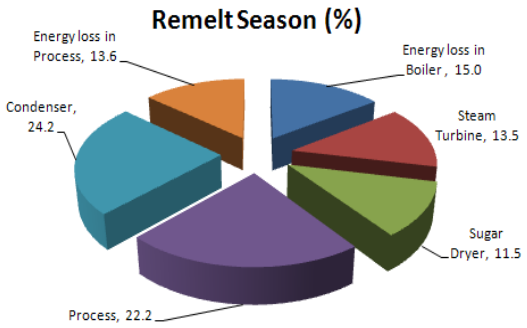
ช่วงปิดฤดูกาลผลิตน้ำตาล เชื้อเพลิงจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องกำเนิดไอน้ำ คิดเป็นพลังงานที่ป้อนเข้า (input) 60.6 MW และส่งพลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 9.1 MW กังหันไอน้ำ 9.4 MW กระบวนการผลิต 4.1 MW ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 34.8 MW และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 3.2 MW

จากรูปที่ 8,9 และ 10 แสดงถึงสัดส่วนการใช้พลังงานของเครื่องจักรต่างๆ ทั้ง 3 ฤดูกาล ดังต่อไปนี้

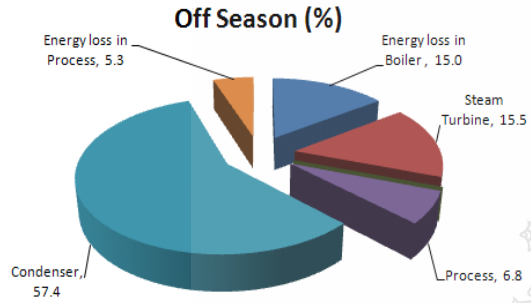
ช่วงฤดูกาลหีบอ้อย พลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 15 % กังหันไอน้ำ 9.8 % เครื่องอบน้ำตาลทราย 4.3 % กระบวนการผลิต 54.1 % ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 6.8 % และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 7.5 %



รูปที่ 6 แสดงสัดส่วนการใช้พลังงานช่วงหีบอ้อย



รูปที่ 7 แสดงสัดส่วนการใช้พลังงานช่วงละลายน้ำตาล



รูปที่ 8 แสดงสัดส่วนการใช้พลังงานช่วงปิดหีบ

ช่วงฤดูกาลละลายน้ำตาล พลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 15 % กังหันไอน้ำ 13.5 % เครื่องอบน้ำตาลทราย 11.5 % กระบวนการผลิต 22.2 % ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 24.2 % และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 13.6 %

ช่วงปิดฤดูกาลผลิตน้ำตาล พลังงานไปใช้ที่เครื่องจักรและการสูญเสีย (output and loss) ได้แก่ สูญเสียที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ 15 % กังหันไอน้ำ 13.5 % กระบวนการผลิต 6.8 % ระบายความร้อนที่คอนเดนเซอร์ 57.4 % และสูญเสียที่กระบวนการผลิต 5.3 %

4.2 เปรียบเทียบอบแห้งเชื้อเพลิงชีวมวลด้วย Steam กับ Flue gas

ตารางที่ 3 อัตราการอบลดความชื้น 100 kg/hr

Description	Steam for Drying	Flue gas for Drying
Mass flow rate	16.92 kg/hr	1,128 kg/hr
Fuel / Heating fluid Ratio	5.91 kg-Fuel / kg-Steam	0.0887 kg-Fuel / kg-Flue gas
Heating Aria	3.03 m^2	5.23 m^2

หมายเหตุ สมมุติฐานที่ใช้

- ความชื้นกากอ้อยเข้าอบ 50% wb.
- ความชื้นกากอ้อยหลังอบ 40% wb.
- เปอร์เซนต์น้ำตาลในกากอ้อย 1.5%
- อุณหภูมิน้ำในกากอ้อยเข้าอบ 40 °C
- อุณหภูมิ Flue gas เข้า Heat Exchanger 160 °C
- อุณหภูมิ Flue gas ออกจาก Heat Exchanger 120 °C

จากการศึกษา ออกแบบเครื่องอบเชื้อเพลิงกากอ้อยขนาดเล็ก อัตราการ 100 kg/hr ดังแสดงในตารางที่ 3 ซึ่งทำการเปรียบเทียบการลดความชื้นเชื้อเพลิงกากอ้อยด้วยการใช้ Steam เทียบกับการใช้ Flue gas พบว่า จะต้องใช้ Steam ในอัตรา 16.92 kg/hr และถ้าใช้ Flue gas ต้องใช้ในอัตรา 1,128 kg/hr เทียบเป็นอัตราส่วน ปริมาณเชื้อเพลิงกากอ้อยต่อไอน้ำที่ให้ความร้อนได้ 5.91 kg-Fuel / kg-Steam และปริมาณเชื้อเพลิงกากอ้อยต่อ Flue gas ที่ให้ความร้อนได้ 5.91 kg-Fuel / kg-Flue gas พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่ใช้ เมื่อใช้ Steam และ Flue gas ในการให้ความร้อนเท่ากับ 3.03 m^2 และ 5.23 m^2 ตามลำดับ

ตารางที่ 4 อัตราการอบลดความชื้น 225,000 kg/hr (Crushing rate 18,000 Ton cane / day)

Description	Steam for Drying	Flue gas for Drying
Mass flow rate	38,071 kg/hr	2,536,640 kg/hr

ผลการศึกษาเปรียบเทียบการลดความชื้นเชื้อเพลิงกากอ้อยด้วยการใช้ Steam เทียบกับการใช้ Flue gas ดังแสดงในตารางที่ 4 อัตราการอบเชื้อเพลิงกากอ้อย 225 Ton/hr (อัตราการหีบอ้อย 18,000 Ton/day) พบว่า จะต้องใช้ Steam ในอัตราประมาณ 38,071 kg/hr และถ้าใช้ Flue gas ต้องใช้ถึงอัตราประมาณ 2,536,640 kg/hr ซึ่ง Flue gas ซึ่งไม่เพียงพอกับความต้องการ เนื่องจาก Flue gas ที่ออกจากเครื่องกำเนิดไอน้ำทั้งหมด 923,500 kg/hr [4]

ตารางที่ 5 เปรียบเทียบผลของการลดความชื้นในเชื้อเพลิง

Description	Moisture 50%	Moisture 40%
ค่า Heating value เชื้อเพลิง	7,670 kJ/kg	9,680 kJ/kg
ความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงต่อชั่วโมง	71.0 T/hr	56.3 T/hr
ความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงต่อปี	460,233 T/year	364,683 T/year

ผลของความชื้นของเชื้อเพลิงกากอ้อยดังแสดงในตารางที่ 5 เมื่อความชื้นลดลงจาก 50 %wb เหลือ 40 %wb จะทำให้ Heating value เพิ่มขึ้นจาก 7,670 kJ/kg เป็น 9,680 kJ/kg ซึ่งส่งผลให้ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงกากอ้อยลดลงจาก 60.4 T/hr เหลือ 47.8 T/hr ที่ประสิทธิภาพเครื่องกำเนิดไอน้ำ 85%

4.3 วิเคราะห์ผลตอบแทนโครงการ

เชื้อเพลิงกากอ้อยที่ประหยัดได้	95,550 Ton/ปี
เมื่อนำกากอ้อยไปผลิตไอน้ำจะได้	215,895 Ton/ปี
ผลิตไฟฟ้าขายให้การไฟฟ้า(2 feeder)	16,000 kW
ปริมาณไอน้ำที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้า	119.5 T/hr
ระยะเวลาเดินเครื่องปกติ(270 วัน)	6,480 ชั่วโมง/ปี
ระยะเวลาเดินเครื่องที่เพิ่มขึ้น(75 วัน)	1,807 ชั่วโมง/ปี
ปริมาณการผลิตไฟฟ้าก่อนปรับปรุง	73,800,000 kWh/ปี
ปริมาณการผลิตไฟฟ้าที่ได้เพิ่มขึ้น	28,911,271 kWh/ปี
ราคาขายไฟฟ้ารวมส่วนเพิ่ม[11]	3.0 บาท/kWh
รายได้เพิ่มขึ้นจากการขายไฟฟ้า	86,733,812 บาท/ปี

ค่าเดินเครื่องและบำรุงรักษาเครื่องอบ	810,000	บาท/ปี
ราคาค่าเครื่องอบและอุปกรณ์[12]	90,000,000	บาท
ระยะเวลาคืนทุน	1.1	ปี

5. สรุป

ในการศึกษาการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ลดความชื้นเชื้อเพลิงในอุตสาหกรรมน้ำตาล นำผลที่ได้จากการคำนวณและวิเคราะห์ผลสามารถสรุปได้ดังนี้

วิเคราะห์การใช้พลังงาน ดังแสดงในรูปที่ 2 จะพบว่ากระบวนการผลิตน้ำตาลทรายและผลิตไฟฟ้านั้น จะมีพลังงานความร้อนทิ้ง(waste heat) ที่เป็นไอน้ำความดัน 2.5 bar A. ที่ส่งไปที่ Condenser อย่างน้อยประมาณ 40 Ton/hr ในทุกๆ ฤดูการเดินเครื่อง ความดันอิ่มตัวที่ 2.5 barA. คิดเป็นพลังงานความร้อนประมาณ 24.2 MW ที่โรงงานสูญเสียไป ซึ่งสามารถนำกลับมาใช้ประโยชน์ได้ โดยการนำกลับมาอบลดความชื้นเชื้อเพลิงกากอ้อย

จากการเปรียบเทียบผลของการลดความชื้นจากแหล่งพลังงานความร้อนจาก Steam จะสามารถประหยัดเชื้อเพลิงกากอ้อยได้ 95,550 ตันต่อปี คิดเป็นอัตราการผลิตไอน้ำได้ 215,895 ตันต่อปี จะสร้างรายได้ให้กับโรงงาน เพิ่มขึ้นจากการขายไฟฟ้าให้กับการไฟฟ้า 86,733,812 บาทต่อปี

6. กิตติกรรมประกาศ

ผู้ศึกษา ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี และบริษัท อุตสาหกรรมน้ำตาลอุตรดิตถ์ จำกัด (โครงการสุโขทัย) ที่สนับสนุนข้อมูลในการศึกษานี้

เอกสารอ้างอิง

[1] วลีรัตน์ ทศไนยธาดา. 2551. การเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงงานน้ำตาล. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

[2] สมเกียรติ บุญณสะ. 2548. การประเมินพลังงานที่ประหยัดได้ของการนำความร้อนทิ้งกลับใช้ใหม่จากเครื่องอัดอากาศ. การประชุมเชิงวิชาการเครือข่ายพลังงานแห่งประเทศไทยครั้งที่ 1

[3] P.K. Nag. 2010 “Power Plant Engineering” Tata McGraw-Hill

[4] Boiler Technical specification. 2010. ISGEC JHON THOMSON CO.,LTD.

[5] Steam turbine Technical specification. 2010. SHINKO IND CO.,LTD.

[6] Cooling Tower Technical specification. 2010. Thai Cooling Tower CO.,LTD.

[7] Yunus Cengel. 2007. Heat and Mass transfer. McGraw-Hill.

[8] www.Engineering toolbox .com

[9] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2535. การอบแห้งเมล็ดพืชอาหาร. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

[10] E Hugot. 1986. “Handbook of Cane Sugar Engineering” Elsevier

[11] www.pea.go.th

[12] Bagase dryer system Technical specification. 2010. ANACON W.COPERATION CO.,LTD.

สัญลักษณ์

$\dot{W}_P$ คือ พลังงานที่เครื่องสูบน้ำป้อน (MW)

$\dot{W}_T$ คือ พลังงานที่กังหันไอน้ำ (MW)

P_E คือ พลังงานที่เครื่องกำเนิดไฟฟ้า (MW)

$\dot{Q}_B$ คือ พลังงานความร้อนที่เครื่องกำเนิดไอน้ำ (MW)

$\dot{Q}_D$ คือ พลังงานความร้อนที่คอนเดนเซอร์ (MW)

$\dot{Q}_G$ คือ พลังงานความร้อนที่ปล่องควัน (MW)

$\dot{Q}_{HE}$ คือ พลังงานที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (MW)

$\dot{Q}_W$ คือ พลังงานที่ใช้ระเหยน้ำ (MW)

$\dot{Q}_S$ คือ พลังงานความร้อนสัมผัส (MW)

$\dot{Q}_L$ คือ พลังงานความร้อนแฝง (MW)

M_w คือ ความชื้นมาตรฐานเปียก (%wb)

$\dot{m}_{evap}$ คือ อัตราการระเหยน้ำ (kg/s)

$\dot{m}_w$ คือ อัตราการไหลน้ำป้อน (kg/s)

$\dot{m}_s$ คือ อัตราการไหลไอน้ำ (kg/s)

$\dot{m}_G$ คือ อัตราการไหล Flue gas (kg/s)

$\dot{m}_f$ คือ อัตราการไหลเชื้อเพลิง (kg/s)

η_B คือ ประสิทธิภาพเครื่องกำเนิดไอน้ำ (%)

$\Delta T_{lm,CF}$ คือ อุณหภูมิแตกต่างเชิงล็อก (℃)

U คือ ค่า Overall heat transfer coefficient (W/m^{2}K)

A คือ พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (m^2)

F คือ ค่า fouling factor

w คือ น้ำหนักของวัสดุ (kg)

d คือ น้ำหนักของวัสดุแห้ง (kg)

s คือ เปอร์เซนต์น้ำตาลในกากอ้อย (%)

h คือ ค่าเอนทาลปี้ (kJ/kg)

PRV. คือ Pressure reducing valve

ประวัติ ผู้เขียน

ชื่อ นายประพนธ์ ชูประเสริฐ

การศึกษา

วศ.บ.(วิศวกรรมเครื่องกล) มหาวิทยาลัยขอนแก่น

อส.บ.(วิศวกรรมไฟฟ้า) มหาวิทยาลัยสยาม

บธ.ม.(บริหารธุรกิจ) มหาวิทยาลัยรามคำแหง

กำลังศึกษา หลักสูตร วศ.ม.(วิศวกรรมเครื่องกล) มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การทำงาน

บริษัท อุตสาหกรรมน้ำตาลอุตรดิตถ์ จำกัด (ฝ่ายโครงการ)