

โลก (global warming potential, GWP) สูงขึ้นด้วย<sup>[๑]</sup>

๒. ไฮโดรคลอโรฟลูออโรคาร์บอน (hydrochlorofluorocarbon, HCFC) สาร HCFC ประกอบด้วยไฮโดรเจน (H) คลอรีน (Cl) ฟลูออรีน (F) และคาร์บอน (C) สารเหล่านี้มีค่า ODP และ GWP ต่ำกว่าสาร CFC มาก สาร HCFC นี้เป็นที่นิยมใช้ในปัจจุบัน อย่างไรก็ตามสาร HCFCs เหล่านี้ถูกจำกัดการผลิตตามพิธีสารมอนทรีออลเช่นกัน

๓. ไฮโดรฟลูออโรคาร์บอน (hydrofluorocarbon, HFC) สาร HFC ประกอบด้วยไฮโดรเจน (H) ฟลูออรีน (F) และคาร์บอน (C) สารนี้ไม่มีส่วนประกอบของอะตอมคลอรีน ดังนั้น ค่าของ ODP จึงเป็นศูนย์ ขณะนี้สาร HFC จึงได้รับการสนใจที่จะพัฒนาเพื่อนำมาทดแทนสาร CFC และ HCFC

๔. สารอนินทรีย์ (inorganic compounds) สารเหล่านี้ยังคงใช้ในระบบทำความเย็น ค่าของ ODP เป็นศูนย์และยังไม่มีคุณลักษณะตามความต้องการอยู่ ถึงแม้ว่า สารอนินทรีย์บางชนิดจะเป็นพิษและติดไฟง่ายก็ตาม

๕. สารฮาโลน (halon, BFC) ประกอบด้วยโบรอน (B) ฟลูออรีน (F) และคาร์บอน (C) สารประเภทนี้ถูกยกเลิกการผลิตไปตั้งแต่วันที่ ๑ มกราคม พ.ศ. ๒๕๓๙

### พิธีสารมอนทรีออล (Montreal Protocol)

มนุษย์ใช้สารที่มีตัวทำลายชั้นโอโซนโดยปราศจากการควบคุมและค้นคว้าวิจัยเพื่อป้องกันการทำลายชั้นโอโซน ตัวการสำคัญที่ทำให้โอโซนถูกทำลาย ได้แก่ สาร CFC และสารฮาโลน โดยมีการนำไปใช้ในอุตสาหกรรมเครื่องปรับอากาศ เครื่องทำความเย็น และอื่น ๆ ใน พ.ศ. ๒๕๒๘ (ค.ศ. ๑๙๘๕) นานาประเทศได้มาประชุมที่กรุงเวียนนา ประเทศออสเตรีย เพื่อร่วมกันจัดทำข้อตกลงว่าด้วยการป้องกันชั้นโอโซนขึ้นเรียกว่า อนุสัญญาเวียนนา ต่อมาใน พ.ศ. ๒๕๓๐ (ค.ศ. ๑๙๘๗) ได้ประชุมกันอีกครั้งที่นครมอนทรีออล ประเทศแคนาดา ซึ่งจัดโดยโครงการสิ่งแวดล้อมแห่งสหประชาชาติ ที่ประชุมได้จัดทำพิธีสารมอนทรีออล หรือพิธีสารว่าด้วยการเลิกใช้สารทำลายชั้นโอโซน พิธีสารนี้มีผลบังคับใช้เมื่อวันที่ ๑ มกราคม พ.ศ. ๒๕๓๒ (ค.ศ. ๑๙๘๙) โดยประเทศไทยร่วมลงนามในพิธีสารนี้เมื่อวันที่ ๑๕ กันยายน พ.ศ. ๒๕๓๑ (ค.ศ. ๑๙๘๘) และให้สัตยาบันเมื่อวันที่ ๗ กรกฎาคม พ.ศ. ๒๕๓๒ (ค.ศ. ๑๙๘๙)

ใน พ.ศ. ๒๕๓๓ (ค.ศ. ๑๙๙๐) ได้มีการประชุมที่กรุงลอนดอน ประเทศอังกฤษ เพื่อยกเลิกการผลิตและการใช้สาร CFC และสารฮาโลนในประเทศที่พัฒนาแล้วภายใน พ.ศ. ๒๕๔๓ ปีที่ ๒๕ ฉบับที่ ๒

(ค.ศ. ๒๐๐๐) และการประชุมครั้งล่าสุดที่กรุงโคเปนเฮเกน ประเทศเดนมาร์กเมื่อ พ.ศ. ๒๕๓๕ (ค.ศ. ๑๙๙๒) เพื่อยกเลิกการผลิตและการใช้สาร CFC ให้เร็วขึ้นเป็น พ.ศ. ๒๕๓๙ (ค.ศ. ๑๙๙๖) นอกจากนี้ การประชุมยังได้กำหนดการปรับปรุงการลดการผลิตของสาร HCFC โดยจำกัดการผลิตใน พ.ศ. ๒๕๓๙ (ค.ศ. ๑๙๙๖) กำหนดให้ปริมาณการผลิตเท่ากับ พ.ศ. ๒๕๓๒ (ค.ศ. ๑๙๘๙) และจะลดการผลิตลงร้อยละ ๓๕ ใน พ.ศ. ๒๕๔๗ (ค.ศ. ๒๐๐๔) พ.ศ. ๒๕๕๓ (ค.ศ. ๒๐๑๐) จะลดการผลิตลงร้อยละ ๖๕ อีก ๕ ปีต่อมาคือ พ.ศ. ๒๕๕๘ (ค.ศ. ๒๐๑๕) จะลดการผลิตลงร้อยละ ๙๐ หลังจากนั้นใน พ.ศ. ๒๕๖๓ (ค.ศ. ๒๐๒๐) จะลดการผลิตลงร้อยละ ๙๙.๕ และในที่สุดจะยกเลิกการผลิตใน พ.ศ. ๒๕๗๓ (ค.ศ. ๒๐๓๐)<sup>[๒]</sup>

สำหรับประเทศไทยได้ร่วมลงนามเป็นภาคีสมาชิกของพิธีสารมอนทรีออล และเริ่มปฏิบัติตามพันธกรณีของพิธีสารมอนทรีออลตั้งแต่วันที่ ๕ ตุลาคม พ.ศ. ๒๕๓๒ โดยมีหน่วยงานหลักที่รับผิดชอบคือ กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม ซึ่งได้ดำเนินการจัดทำแผนแห่งชาติว่าด้วยการลดและการเลิกใช้สารทำลายโอโซนในชั้นบรรยากาศ โดยกำหนดเลิกใช้สาร CFC ในสินค้าใหม่ พ.ศ. ๒๕๔๑ และเลิกใช้สาร CFC ในการซ่อมบำรุงใน พ.ศ. ๒๕๕๓<sup>[๗]</sup>

## แนวทางการเลือกสารทำงาน

การออกแบบปั๊มความร้อนเพื่อใช้งานที่มีช่วงอุณหภูมิแตกต่างกัน การเลือกสารทำงานให้เหมาะสมสำหรับใช้งานแต่ละช่วงของอุณหภูมิจึงมีความจำเป็น อุณหภูมิวิกฤต (critical temperature) ของสารทำงานเป็นตัวบ่งชี้ถึงข้อจำกัดของอุณหภูมิสูงสุดที่จะทำให้ไอของสารทำงานควบแน่นเพื่อที่จะถ่ายโอนความร้อนไปใช้งาน สารทำงานควรมีการควบแน่นที่อุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิวิกฤตอย่างเหมาะสม เพื่อให้ให้มีปริมาณความร้อนแฝงสูงเพียงพอและความดันควบแน่นไม่สูงเกิน ระบายไ้มความร้อนมีพารามิเตอร์ที่สำคัญสำหรับการออกแบบเบื้องต้นคือ

๑. อัตราส่วนการอัด (compression ratio, CR)
  ๒. อุณหภูมิความเย็น (condensing temperature,  $T_{co}$ )
  ๓. อุณหภูมิแตกต่างรวม (gross temperature lift,  $[T_{co}-T_{ev}]$  เมื่อ  $T_{ev}$  คือ อุณหภูมิระเหย)
  ๔. สัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดัน (Rankine coefficient of performance,  $COP_R$ )
- พารามิเตอร์ทั้ง ๔ ตัวนี้มีความสัมพันธ์กันตามสมการที่ (๑), (๒) และ (๓) คือ



$$\text{อัตราส่วนการอัด} = \frac{P_{co}}{P_{ev}} \quad (๑)$$

$$\text{อุณหภูมิแตกต่างรวม} = T_{co} - T_{ev} \quad (๒)$$

$$\text{สัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดัน} = \frac{Q_{co}}{W} \quad (๓)$$

โดยที่  $P_{co}$  คือความดันความแน่นซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิความแน่น ( $T_{co}$ ),

$P_{ev}$  คือ ความดันระเหยซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิระเหย ( $T_{ev}$ ),

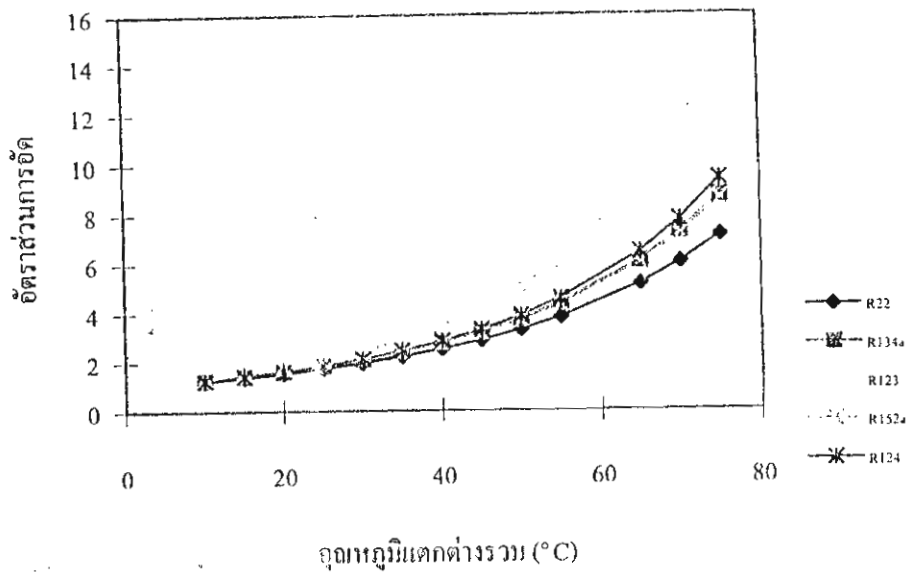
$Q_{co}$  คือความร้อนที่ได้จากเครื่องความแน่นซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิความแน่น,

$W$  คืองานซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิความแน่นและอุณหภูมิระเหย

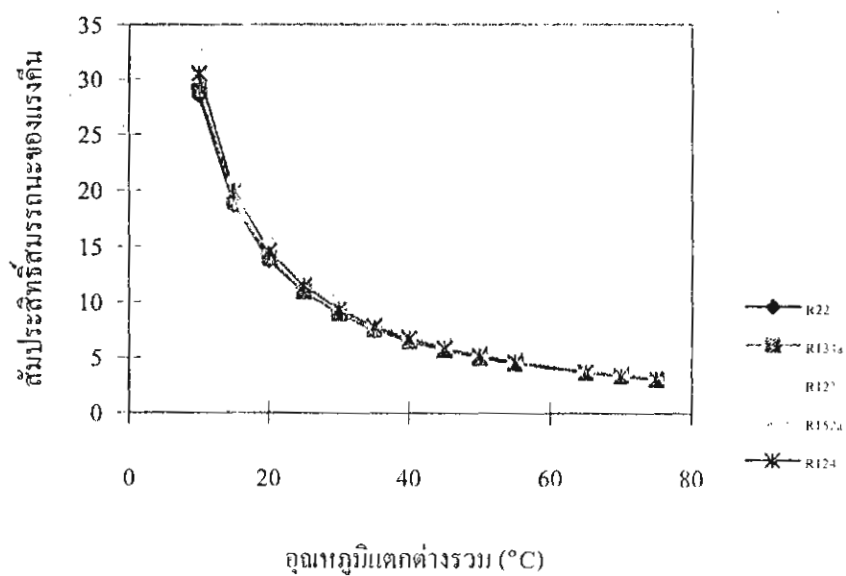
จากสมการทั้ง ๓ ข้างต้นจะเห็นว่า ถ้ากำหนดพารามิเตอร์ ๒ ตัว ก็สามารถคำนวณหาพารามิเตอร์อีก ๒ ตัวที่เหลือได้ โดยการใช้สมการที่ (๑), (๒) และ (๓) ประกอบกับสมบัติของสารทำงานชนิดนั้น ๆ ตัวอย่างเช่น ถ้ากำหนดอัตราส่วนการอัดและอุณหภูมิความแน่น จะมีขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิแตกต่างรวม และสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันดังนี้ นำอุณหภูมิความแน่นไปหาความดันความแน่นจากตารางสมบัติของสารทำงาน แล้วนำมาคำนวณหาความดันระเหยโดยใช้สมการที่ (๑) จากนั้นจึงนำไปหาอุณหภูมิระเหยจากตารางสมบัติของสารทำงาน ต่อมา ใช้สมการที่ (๒) คำนวณหาอุณหภูมิแตกต่างรวม สำหรับสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันคำนวณได้จากการใช้สมการที่ (๓) โดยความร้อนที่ได้จากเครื่องความแน่นคือ การเปลี่ยนแปลงของเอนทัลปีที่อุณหภูมิความแน่นคงที่ ซึ่งสามารถเปิดค่าได้จากตารางสมบัติของสารทำงาน และงานคือการเปลี่ยนแปลงของเอนทัลปีของสารทำงานเมื่อเปลี่ยนจากอุณหภูมิระเหยไปเป็นอุณหภูมิความแน่นโดยมีค่าเอนโทรปีคงที่ ซึ่งสามารถเปิดค่านี้ได้จากตารางสมบัติของสารทำงาน

ในการศึกษาครั้งนี้ได้ทำการคำนวณเพื่อหาความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม และความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-๒๒, R-๑๒๓, R-๑๒๔, R-๑๓๔a และ R-๑๕-๒๔ ที่อุณหภูมิความแน่น ๗๐ องศาเซลเซียส และ ๘๕ องศาเซลเซียส ได้ผลตามรูปที่ ๑, ๒, ๓, และ ๔

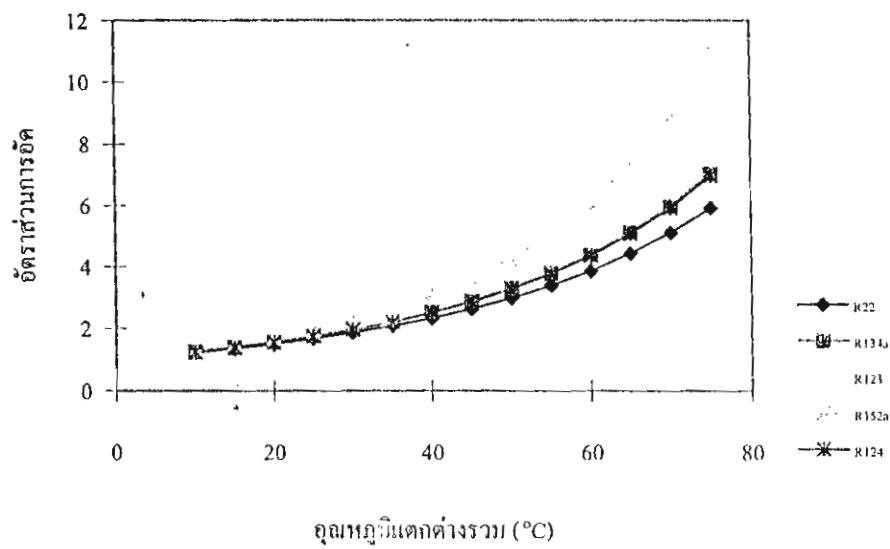
รูปที่ ๑ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความแน่น ๗๐ องศาเซลเซียส พบว่า อัตราส่วนการอัดสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น สารทำงาน R-๒๒ มีอัตราส่วนการอัดต่ำที่สุด และอัตราส่วนการ



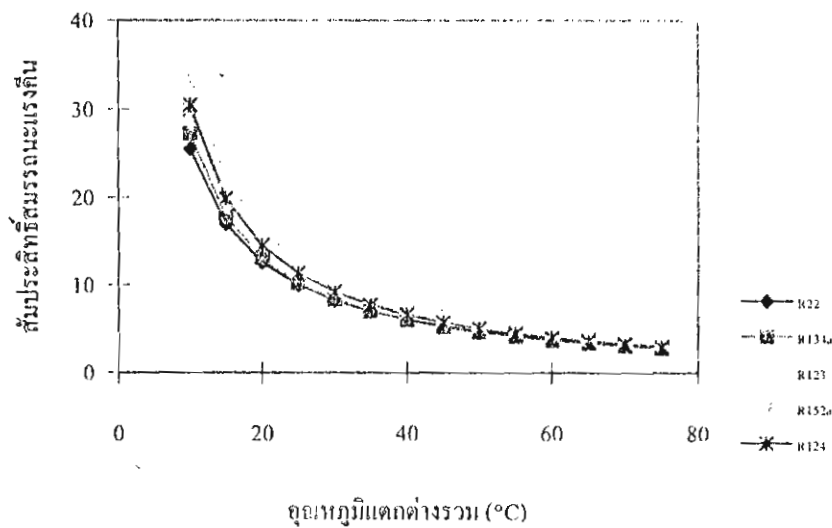
รูปที่ ๑ กราฟระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม  
สำหรับสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความดัน ๙๐ องศาเซลเซียส



รูปที่ ๒ กราฟระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม  
สำหรับสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความดัน ๙๐ องศาเซลเซียส



รูปที่ ๓ กราฟระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม  
สำหรับสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความดัน ๘๕ องศาเซลเซียส



รูปที่ ๔ กราฟระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวม  
สำหรับสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความดัน ๘๕ องศาเซลเซียส

อัดจะต่ำกว่าสารทำงานอื่น ๆ มากขึ้นเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น อย่างไรก็ตามสารทำงาน R-๒๒ เป็นสารในกลุ่ม HCFC ซึ่งจะต้องถูกยกเลิกการผลิตในอนาคต สำหรับสารทำงาน R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a มีอัตราส่วนการอัดใกล้เคียงกัน ซึ่งสูงกว่า R-๒๒ เล็กน้อย แต่สาร R-๑๕๒a เป็นสารที่ติดไฟได้จึงไม่นิยมใช้ สำหรับ R-๑๒๓ มีอัตราส่วนการอัดสูงที่สุดและจะสูงมากขึ้นเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น

รูปที่ ๒ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความแน่น ๗๐ องศาเซลเซียส พบว่า สัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันลดลงเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น สารทำงาน R-๑๒๓ ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันสูงที่สุด สำหรับสารทำงาน R-๑๓๔a ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันสูงกว่า R-๒๒ เล็กน้อยในช่วงอุณหภูมิแตกต่างรวม ๑๐ - ๓๐ องศาเซลเซียส และจะให้ค่าใกล้เคียงกันในช่วง ๓๐ - ๔๐ องศาเซลเซียส แต่ถ้าอุณหภูมิแตกต่างรวมสูงกว่า ๔๐ องศาเซลเซียส ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันของสารทำงาน R-๑๓๔a จะต่ำกว่า R-๒๒ เล็กน้อย

รูปที่ ๓ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความแน่น ๘๕ องศาเซลเซียส พบว่าให้ผลทำนองเดียวกันกับรูปที่ ๑ และจากการพิจารณาเปรียบเทียบรูปที่ ๑ กับรูปที่ ๓ พบว่าอัตราส่วนการอัดลดลงเมื่ออุณหภูมิความแน่นสูงขึ้น

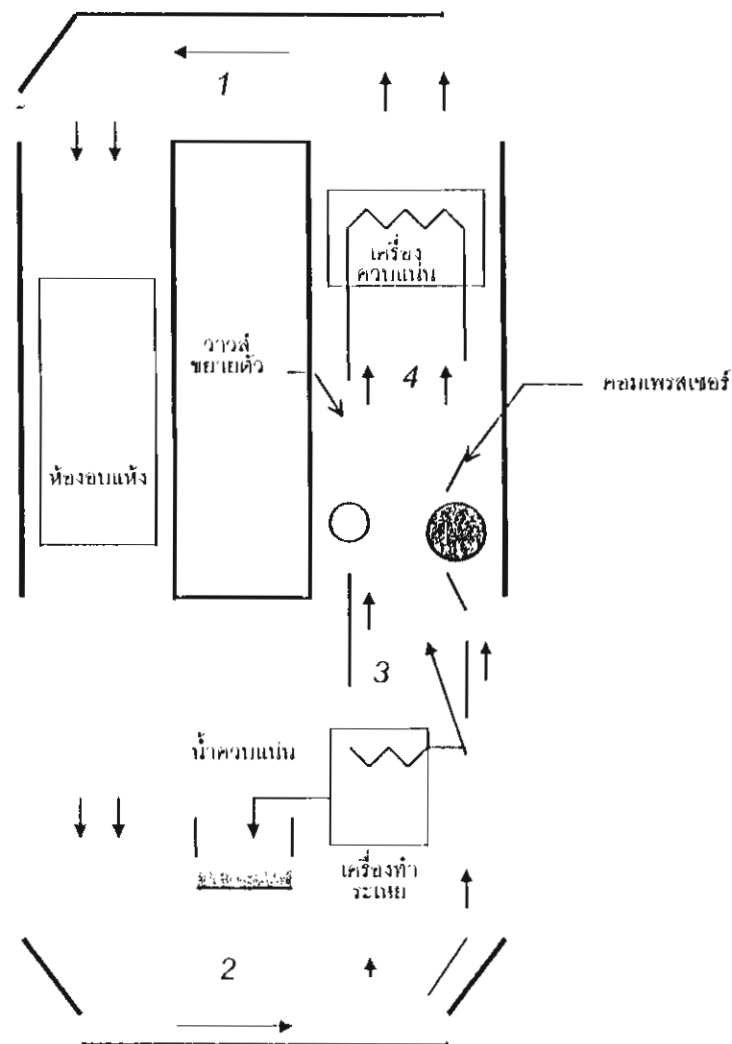
รูปที่ ๔ แสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่าง ๆ ที่อุณหภูมิความแน่น ๘๕ องศาเซลเซียส พบว่าให้ผลทำนองเดียวกันกับรูปที่ ๒ และจากการพิจารณาเปรียบเทียบรูปที่ ๒ กับรูปที่ ๔ พบว่าสารทำงาน R-๒๒, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันลดลงเมื่ออุณหภูมิความแน่นสูงขึ้น แต่สารทำงาน R-๑๒๓ ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิความแน่นสูงขึ้น ที่เป็นเช่นนี้เพราะอุณหภูมิวิกฤตของ R-๒๒, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a มีค่าใกล้เคียงกัน (อุณหภูมิวิกฤตของ R-๒๒, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a คือ ๙๖, ๑๐๑, และ ๑๑๓ องศาเซลเซียส ตามลำดับ) ซึ่งเมื่อเพิ่มอุณหภูมิความแน่นให้สูงขึ้นใกล้เคียงกับอุณหภูมิวิกฤต จะทำให้การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เครื่องความแน่นลดลง เป็นผลให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันลดลง แต่สารทำงาน R-๑๒๓ มีอุณหภูมิวิกฤตเท่ากับ ๑๘๕ องศาเซลเซียส ซึ่งสูงกว่าอุณหภูมิวิกฤตของสารทำงาน R-๒๒, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a มาก และอุณหภูมิความแน่นก็อยู่ในช่วง



๗๐ - ๘๕ องศาเซลเซียส ซึ่งห่างจากอุณหภูมิวิกฤตมาก ทำให้การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เครื่องควบแน่นเพิ่มขึ้นเป็นผลให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันเพิ่มขึ้นด้วย

### การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

การเลือกสารทำงานมาใช้ในเครื่องอบแห้งโดยไม่มีความร้อน นอกจากจะต้องพิจารณาพารามิเตอร์สำหรับการออกแบบ สมบัติและลักษณะของสารทำงานแล้ว ยังต้องพิจารณาถึงวงจรของลมร้อน อุณหภูมิของลมร้อน ผลกระทบที่ก่อให้เกิดการอบแห้ง และอื่น ๆ ตัวอย่างเช่น ต้องการเลือกสารทำงานเพื่อใช้กับเครื่องอบแห้งไม่มีความร้อน โดยมีวงจรลมร้อนเป็นระบบเปิดดังรูปที่ ๕ กำหนดให้อุณหภูมิลมร้อนไม่ต่ำกว่า ๖๐ องศาเซลเซียส ดังนั้น อุณหภูมิความดันของสารทำงาน



รูปที่ ๕ เครื่องอบแห้งไม่มีความร้อนระบบปิด

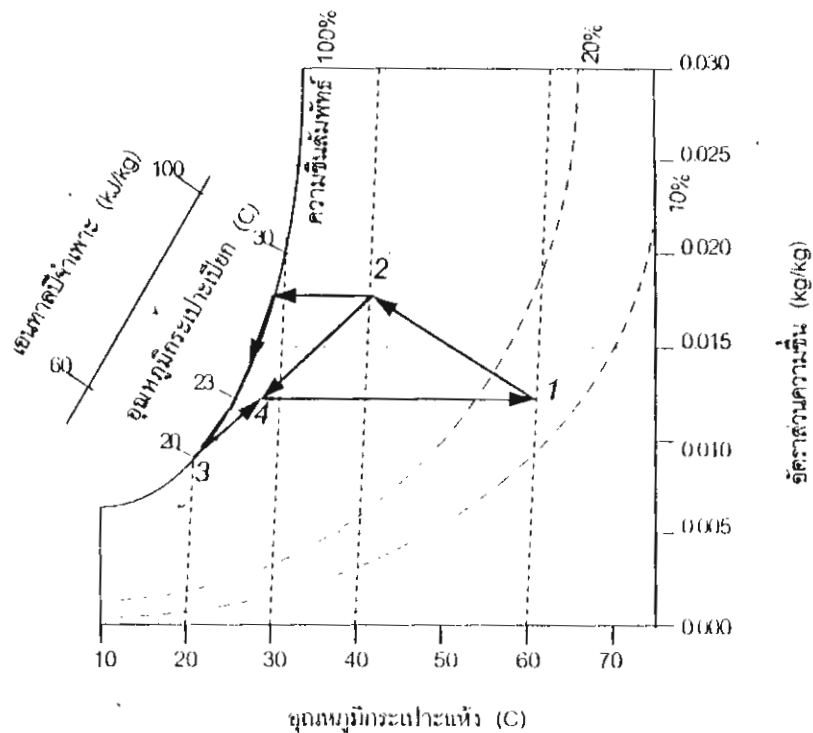
ต้องมากกว่า ๖๐ องศาเซลเซียส ถ้าประมาณอุณหภูมิที่แตกต่างระหว่างสารทำงานกับอุณหภูมิลมร้อนที่ผ่านเครื่องความแน่นเท่ากับ ๑๐ องศาเซลเซียส เพราะฉะนั้นต้องกำหนดให้ อุณหภูมิความแน่นเท่ากับ ๗๐ องศาเซลเซียส และถ้ากำหนดให้อัตราส่วนการอัดเท่ากับ ๔ ก็สามารถหาค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมได้จากรูปที่ ๑ ซึ่งจะได้ค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-๒๒, R-๑๒๓, R-๑๒๔, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a คือ ๕๖.๗, ๔๔.๐, ๕๑.๐, ๕๒.๔ และ ๕๒.๖ องศาเซลเซียสตามลำดับ ต่อจากนั้น สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันของสารทำงานต่าง ๆ ได้จากรูปที่ ๒ โดยใช้ค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-๒๒, R-๑๒๓, R-๑๒๔, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a อ่านค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดันจากรูปที่ ๒ ได้เท่ากับ ๔.๒, ๖.๔, ๔.๖, ๔.๔, และ ๔.๘ ตามลำดับ จากนั้นสามารถทำการหาค่าอุณหภูมิระเหยได้จากการคำนวณโดยใช้สมการที่ ๒ ได้อุณหภูมิระเหยของสารทำงาน R-๒๒, R-๑๒๓, R-๑๒๔, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a เท่ากับ ๑๓.๓, ๒๖.๐, ๑๙.๐, ๑๗.๖ และ ๑๗.๔ องศาเซลเซียสตามลำดับ

รูปที่ ๖ แสดงกระบวนการต่าง ๆ บนแผนภูมิอากาศชื้นของวงจรเย็นของเครื่องอบแห้งปั๊มความร้อนระบบปิด (ดูรูปที่ ๕ ประกอบ) ตำแหน่ง ๑ คือลมร้อนก่อนเข้าห้องอบแห้ง เมื่อผ่านกระบวนการอบแห้งจะมีการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลไปยังตำแหน่ง ๒ ซึ่งอุณหภูมิลมร้อนจะต่ำลง แต่ความชื้นสัมพัทธ์จะสูงขึ้น ที่ตำแหน่ง ๒ นี้ลมร้อนแยกออกเป็น ๒ ส่วน โดยส่วนแรกลมร้อนไหลผ่านเครื่องทำระเหย ทำให้ลมร้อนเย็นลงจนถึงจุดน้ำค้างแล้วเกิดการควบแน่นของไอน้ำในลมร้อนและอุณหภูมิลดต่ำลงจนถึงตำแหน่ง ๓ ส่วนที่สองไม่ไหลผ่านเครื่องทำระเหย จากนั้นเป็นกระบวนการผสมกระแสลมร้อนทั้ง ๒ ส่วนทำให้ได้ลมร้อนตำแหน่งที่ ๔ ซึ่งจะไหลผ่านเครื่องความแน่นและมีการแลกเปลี่ยนความร้อนทำให้อุณหภูมิลมร้อนสูงขึ้นเป็นตำแหน่ง ๑

ถ้าสมมุติให้อุณหภูมิลมร้อนก่อนเข้าห้องอบแห้ง (ตำแหน่ง ๑) มีอุณหภูมิ ๖๐ องศาเซลเซียส และเมื่อออกจากห้องอบแห้ง (ตำแหน่ง ๒) มีอุณหภูมิ ๔๐ องศาเซลเซียส จากแผนภูมิอากาศชื้นรูปที่ ๖ พบว่า อุณหภูมิลมร้อนที่ออกจากเครื่องทำระเหย (ตำแหน่ง ๓) จะต้องต่ำกว่าหรือเท่ากับ ๒๓ องศาเซลเซียส ถ้าประมาณอุณหภูมิที่แตกต่างระหว่างสารทำงานกับอุณหภูมิลมร้อนที่ผ่านเครื่องทำระเหยเท่ากับ ๕ องศาเซลเซียส ดังนั้น อุณหภูมิระเหยของสารทำงานจะต้องต่ำกว่า ๑๘ องศาเซลเซียสจึงจะเป็นไปได้ หากกำหนดอุณหภูมิความแน่นเท่ากับ ๗๐ องศาเซลเซียส และอัตราส่วนการอัดเท่ากับ ๔ จากข้อมูลที่คำนวณได้ข้างต้นนี้สารทำงาน



ที่ให้ค่าอุณหภูมิระเหยต่ำกว่า ๑๘ องศาเซลเซียส คือ สารทำงาน R-๒๒, R-๑๓๔a และ R-๑๕๒a เป็นต้น



รูปที่ ๖ แผนภูมิสถานะของวงจรเครื่องอบแห้งไม่มีความร้อนระเหย

### บทสรุป

จากการศึกษาพบว่า ผักและผลไม้ที่ไร้ศักยภาพในการทำแห้งวิธีอื่นหลายชนิด ผักและผลไม้อบแห้งที่มีมูลค่าส่งออกสูงได้แก่ ลำไยแห้ง สับปะรดแปรรูปใช้น้ำตาล นอกจากนี้ ยังมีผักและผลไม้แห้งอื่น ๆ เช่น กัลฉวย มะละกอล มะม่วง ขนุน มะพร้าว ฝรั่ง ห้วหอม ต้นหอม หัวกระเทียม พริก ขิง เห็ด กระหล่ำปลี ซึ่งจำหน่ายทั้งภายในประเทศและต่างประเทศ

จากการศึกษาข้อมูลการออกแบบเครื่องอบแห้งไม่ความร้อนซึ่งมีพารามิเตอร์ที่จำเป็นสำหรับการออกแบบคือ อัตราส่วนการอัด อุณหภูมิแตกต่างรวม และสัมประสิทธิ์สมรรถนะแรงดัน และจากการศึกษาถึงความสัมพันธ์ของพารามิเตอร์เหล่านี้ประกอบกับคุณสมบัติทั่วไป สรุปได้ว่า สารทำงาน R-๒๒, R-๑๒๔ และ R-๑๓๔a เหมาะสมในการใช้เป็นสารทำงานเครื่องอบแห้งไม่ความร้อนที่มีอุณหภูมิความแน่นต่ำและปานกลาง สำหรับสารทำงาน R-๑๒๓ เหมาะสมที่จะใช้เป็นสารทำงานของเครื่องอบแห้งไม่ความร้อนที่มีอุณหภูมิความแน่นสูง ๆ

## ข้อเสนอแนะ

ควรทำการพัฒนาการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำความร้อนเป็นแหล่งพลังงานความร้อนและลดความชื้นอากาศที่นำไปใช้ออบแห้งเพื่อเพิ่มคุณภาพของผักและผลไม้อบแห้ง และควรศึกษาถึงศักยภาพของเครื่องอบแห้งไอน้ำความร้อนที่มีวงจรความร้อนแบบต่าง ๆ โดยการจำลองแบบและการทดลอง

## คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุนกลุ่มวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

## เอกสารอ้างอิง

๑. รายงานปริมาณและมูลค่าส่งออกผักอบแห้ง. กรมเศรษฐกิจการพาณิชย์. รวบรวมโดยฝ่ายวิเคราะห์ข้อมูลส่งเสริมการเกษตร, กองแผนงาน, กรมส่งเสริมการเกษตร, ๒๕๓๖-๒๕๓๗.
๒. ชัดความสามารถทางเทคโนโลยีของอุตสาหกรรมอบแห้งไทยเปรียบเทียบกับคู่แข่งที่สำคัญ รายงานความก้าวหน้าสถานะภาพของอุตสาหกรรมอาหารอบแห้งในประเทศไทย. สำนักพัฒนาอุตสาหกรรมรายสาขา, ส่วนอุตสาหกรรมเกษตร, กรมส่งเสริมอุตสาหกรรม, กรุงเทพฯ, ๒๕๔๐.
๓. รายงานปริมาณและมูลค่าส่งออกผลไม้อบแห้ง. กรมเศรษฐกิจการพาณิชย์. รวบรวมโดยฝ่ายวิเคราะห์ข้อมูลส่งเสริมการเกษตร, กองแผนงาน, กรมส่งเสริมการเกษตร, ๒๕๓๖-๒๕๓๗.
๔. พจนธนี สิทธิปรานี. คู่มือการลงทุนลำไยอบแห้ง. อุตสาหกรรมสาร ๒๕๓๓; ๘ : ๓๖-๓๗.
๕. Wang SK. Handbook of Air Conditioning and Refrigeration. McGraw-Hill, Inc, pp. 4.1-4.10, 1994.
๖. Fischer SK, Hughes PJ, Fairchild PD, Kusik CL, Dieckmann JF, McMahon EM, and Hobday N. Energy and global warming impacts of CFC alternative technologies. Sponsored by the Alternative Fluorocarbons Environmental Acceptability Study (AF-EAS), Washington DC., and U.S. Department of Energy, Washington, DC., 1991.
๗. รายงานสถานการณ์คุณภาพสิ่งแวดล้อม. สถานการณ์สิ่งแวดล้อมไทย, สำนักนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี, ๒๕๓๗. ส่วนที่ ๑ : ๑๖๖-๑๗๓.



# การปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากภาคการผลิตไฟฟ้า\*

สมชาติ โสภณธนฤทธิ์\*\*

ปิยะ กรณจินดาการ\*\*\*

และ ธนิต สวัสดิ์เสวี\*\*\*\*

## บทคัดย่อ

การผลิตไฟฟ้าก่อให้เกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ( $\text{CO}_2$ ) ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกที่สำคัญชนิดหนึ่ง เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้า คือ น้ำมันเชื้อเพลิง น้ำมันดีเซล แก๊สธรรมชาติ ลิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศ ถ้ากำหนดให้เป็นการเผาไหม้สมบูรณ์ ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๑๐ จะมีการปล่อย  $\text{CO}_2$  ๒๔.๘๖๑ และ ๖๔.๙๖๘ ล้านตัน คิดเป็น ๐.๕๙๕ และ ๐.๔๘๖ กิโลกรัมคาร์บอนไดออกไซด์/กิโลวัตต์-ชั่วโมง ( $\text{kgCO}_2/\text{kWh}$ ) ตามลำดับ ปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหินในประเทศเทียบเท่าการปล่อย  $\text{CO}_2$  ๑.๕๙๔ และ ๓.๓๙๐ ล้านตัน ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๑๐ ตามลำดับ ในการลดปริมาณ  $\text{CO}_2$  โดยวิธีการปลูกป่า ได้แบ่งการปลูกป่าเป็น ๒ ประเภท คือ ป่าอนุรักษ์ และ ป่าเศรษฐกิจ ป่าอนุรักษ์ไม้สักมีค่าใช้จ่าย ๐.๑๑๖ และ ๐.๑๐๐ บาท/ $\text{kWh}$  ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๐๐ ตามลำดับ ถ้าใช้ปี ๑๙๙๐ เป็นฐาน ตามอนุสัญญาระหว่างประเทศในการลดแก๊สเรือนกระจก ค่าใช้จ่ายใน ค.ศ. ๒๐๐๐ เท่ากับ ๐.๐๔๗ บาท/ $\text{kWh}$  ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจได้กำไรสุทธิในการลด  $\text{CO}_2$  ถ้ามีการปลูกยูคาลิปตัสความลาดชันเหมาะสมสำหรับหลังเพียงร้อยละ ๘๐ ของพื้นที่ ๗.๙ ล้านไร่ เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า จะสามารถลดปริมาณการใช้ลิกไนต์ที่ใช้ใน ค.ศ. ๒๐๐๐ ได้ถึงร้อยละ ๕๖.๖ ลด  $\text{CO}_2$  ได้ ๘.๔๓๑ ล้านตัน หรือสามารถลดปริมาณการใช้แก๊สธรรมชาติได้ร้อยละ ๑๑.๖ ลด  $\text{CO}_2$  ได้ ๓.๐๘๗ ล้านตัน ถ้ามีการปลูกไม้โกงกางเพียงร้อยละ ๖๐ ของพื้นที่ ๑.๐๕ ล้านไร่ เพื่อผลิตถ่าน จะสามารถลดการใช้แก๊ส

\*บรรยายในการประชุมสำนักวิทยาศาสตร์ ราชบัณฑิตยสถาน เมื่อวันที่ ๓ มีนาคม พ.ศ. ๒๕๔๒

\*\*ราชบัณฑิต ประเภทวิทยาศาสตร์ประยุกต์ สาขาวิชาวิศวกรรมศาสตร์, ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

\*\*\*อดีตนักศึกษาระดับปริญญาโท คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

\*\*\*\*อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ปิโตรเลียมเหลว (LPG) ที่ใช้ใน ค.ศ. ๑๙๙๖ ได้ร้อยละ ๔๗.๗ ในอนาคตพื้นที่ป่าไม้ในประเทศ จะลดน้อยลง การปลูกป่าเพื่อลด CO<sub>2</sub> จึงอาจมีปัญหา อาจจะต้องซื้อเทคโนโลยีในการลด CO<sub>2</sub> จากต่างประเทศ แนวทางที่เหมาะสมในการลด CO<sub>2</sub> คือ การใช้เชื้อเพลิงสะอาดหรือเชื้อเพลิง คุณภาพดี การจัดการด้านผู้ใช้ไฟฟ้า การใช้พลังงานทดแทน หรือพลังงานนิวเคลียร์

## **ABSTRACT: GREENHOUSE GAS EMISSION FROM ELECTRICITY GENERATING SECTOR\***

**Somchart Saponronnarit\*\***

\*Paper presented at the Royal Institute, Bangkok, March 3, 1999.

\*\*Fellow of the Royal Institute; Professor, School of Energy and Materials, King Mongkut's  
University of Technology Thonburi, Bangkok.

\*\*\*Former Graduate Student, School of Energy and Materials.

\*\*\*\*Lecturer, School of Energy and Materials.

Electricity generating causes emission of CO<sub>2</sub> which is one of the most important greenhouse gases. Fuels used in electricity generating are fuel oil, diesel oil, natural gas, lignite and imported coal. If it is assumed that combustion of the fuels is complete, the amount of CO<sub>2</sub> emitted from electricity generating sector will be 24.841 and 64.967 million tons or 0.575 and 0.486 kg CO<sub>2</sub>/kWh, respectively. CH<sub>4</sub> emission from production of natural gas and lignite is equivalent to CO<sub>2</sub> emission of 1.594 and 3.390 million tons in 1990 and 2010, respectively. Elimination of CO<sub>2</sub> by conservative forestation of *Tectona grandis* costs 0.116 and 0.100 baht/kWh in 1990 and 2000, respectively. If the year 1990 is considered as the base year according to the United Nation Framework convention on climate change, the cost will be 0.047 baht/kWh for the year 2000. For the case of commercial forestation, there is no cost due to positive net benefit. If 80 % of 1.264 million ha of casava cultivation area is planted with *Eucalyptus camaldulensis* which is to be used fuel for generating electricity, it will help reduce 56.6 % of lignite used in 2000 which will avoid CO<sub>2</sub> emission of 8.431 million tons or 11.6 % of natural gas which will avoid CO<sub>2</sub> emission of 3.087 million tons. If 60 % of 0.168 million ha of Rhizophoraceae cultivation area is commercially managed for charcoal production, it will help to reduce the use of LPG



47.7 % in 1996. Forest area would decrease in the future. Therefore, reduction of CO<sub>2</sub> by forestation may not be practical. Technology for reducing CO<sub>2</sub> may have to be imported. Appropriate strategies should focus on : clean and high quality fuel, demand side management, renewable energy and nuclear energy.

## บทนำ

องค์การสิ่งแวดล้อมแห่งสหประชาชาติ (The United Nation Environment Program—UNEP) และองค์การอุตุนิยมวิทยาโลก (World Meteorological Organization) ได้ร่วมกันจัดตั้ง Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) ขึ้นใน พ.ศ. ๒๕๓๑ โดยมีวัตถุประสงค์ ดังนี้

๑. เพื่อศึกษาวิเคราะห์ข้อมูลทางวิทยาศาสตร์ที่เกี่ยวข้องกับประเด็นการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศ

๒. เตรียมมาตรการและกลยุทธ์ที่เป็นไปได้ในการบริหารจัดการที่เกี่ยวข้องกับการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศ

ประเทศไทยได้ลงนามให้การรับรองอนุสัญญาสหประชาชาติว่าด้วยการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (The United Nation framework convention on climate change) ระหว่างการประชุมสหประชาชาติว่าด้วยสิ่งแวดล้อมและการพัฒนา เมื่อเดือนมิถุนายน ๒๕๓๓ ณ รัฐริโอเดจาเนโร (Rio de Janeiro) ประเทศบราซิล และได้ให้สัตยาบันเมื่อวันที่ ๒๘ ธันวาคม พ.ศ. ๒๕๓๗ ทำให้อนุสัญญาดังกล่าวมีผลบังคับใช้ ณ วันที่ ๒๘ มีนาคม พ.ศ. ๒๕๓๘ ดังนั้นประเทศไทยจึงมีข้อผูกพันที่จำเป็นต้องปฏิบัติตามเงื่อนไขต่าง ๆ ในอนุสัญญาดังกล่าวบางประการ เช่น การประเมินการปล่อยออก การกักเก็บแก๊สเรือนกระจก<sup>[๑]</sup> และมีสิทธิในการเข้าร่วมการประชุมประเทศภาคีอนุสัญญา (Conference of the parties) สมัยต่าง ๆ ได้ในฐานะประเทศภาคี ซึ่งได้จัดมาแล้วทั้งสิ้น ๓ สมัย สมัยที่ ๑ เมื่อเดือนเมษายน ๒๕๓๘ ณ นครเบอร์ลิน ประเทศสหพันธ์สาธารณรัฐเยอรมนี ที่ประชุมมีความเห็นร่วมกันว่า พันธกรณีของประเทศที่พัฒนาแล้วภายใต้อนุสัญญานั้นไม่เพียงพอที่จะแก้ไขปัญหาเรื่อง โลกร้อน และมีมติให้จัดตั้งคณะทำงาน Ad hoc group on the Berlin mandate เพื่อแจกจ่ายร่างพิธีสารภายใต้อนุสัญญา เพื่อพิจารณาเพิ่มเติมพันธกรณีให้ประเทศที่พัฒนาแล้ว สมัยที่ ๒ ณ เมืองมอนทรีออล ประเทศแคนาดา และล่าสุด สมัยที่ ๓ เมื่อวันที่ ๑-๑๐ ธันวาคม พ.ศ. ๒๕๔๐ ณ

นครเกียวโต ประเทศญี่ปุ่น ที่ประชุมมีมติให้ความเห็นชอบต่อพิธีสารเกียวโต (Kyoto protocol)<sup>[๒]</sup> ซึ่งสรุปได้ว่า

- ให้ประเทศที่พัฒนาแล้วภายใต้อนุสัญญาลดการปล่อยแก๊ส ๖ ชนิดได้แก่ CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>O, HFC<sub>๖</sub>, PFC<sub>๖</sub> และ SF<sub>๖</sub> โดยให้ลดแก๊สทั้ง ๖ ชนิดรวมกันให้เท่ากับที่ปล่อยในปี ๑๙๙๐ ระยะเวลาดำเนินการในปี ๒๐๐๘ - ๒๐๑๒ ให้ประเทศสหรัฐอเมริกาปล่อยแก๊สลดลงร้อยละ ๗ ญี่ปุ่นร้อยละ ๖ และกลุ่มประเทศยุโรปร้อยละ ๘
- ให้มี joint implementation with credit เป็นการสร้างโครงการต่าง ๆ ที่จะช่วยลดซับแก๊สเรือนกระจกในกลุ่มประเทศภาคี เช่น ปลูกป่า
- ให้มี emission trading ในกลุ่มประเทศพัฒนาแล้ว โดยยืดหยุ่นให้มีการซื้อโควตาการปล่อยแก๊สเรือนกระจกได้ (ที่ประชุมรับหลักการไว้แต่ยังไม่มีผลในทางปฏิบัติ)
- จัดตั้ง clean development mechanism โดยการกำหนดค่ารับสำหรับประเทศภายใต้อนุสัญญาที่ไม่ปฏิบัติตามที่ให้สัตยาบันไว้เข้าเป็นกองทุนเพื่อช่วยประเทศที่กำลังพัฒนา
- ให้ประเทศที่กำลังพัฒนาที่ไม่อยู่ภายใต้อนุสัญญาลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจกในรูปแบบอาสาสมัคร และกำหนดร้อยละของการลดด้วย (ที่ประชุมยังไม่มีข้อสรุป) เนื่องจากสัตยาบันเดิมเริ่มแรกเป็นเรื่องเฉพาะของกลุ่มประเทศพัฒนา
- ประเทศที่จะต้องลงนามในพิธีสารเกียวโตมีไม่น้อยกว่า ๕๕ ประเทศ และประเทศเหล่านั้นมีการปล่อยแก๊ส CO<sub>2</sub> รวมกันไม่น้อยกว่าร้อยละ ๕๕ ของทั้งหมด

สถาบันสิ่งแวดล้อมไทยได้จัดทำวิจัยแห่งชาติว่าด้วยการปล่อยออกและการกักเก็บแก๊สเรือนกระจกที่มีได้ถูกควบคุมโดยพิธีสารมอนทรีออล (Inventory of greenhouse gases not controlled by the Montreal protocol) ซึ่งเป็นส่วนหนึ่งของโครงการศึกษาการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศของประเทศไทย (Thailand country study on climate change) ดังตารางที่ ๑

จากตารางที่ ๑ การปล่อยแก๊ส CO<sub>2</sub> จากภาคการผลิตไฟฟ้าคิดเป็นร้อยละ ๑๗ ของทั้งหมด ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อประเมินปริมาณการปล่อยแก๊ส CO<sub>2</sub> จากภาคการผลิตไฟฟ้าโดยละเอียด นอกจากนี้ ยังประเมินปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน และค่าใช้จ่ายในการลดแก๊ส CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่า ผลจากการศึกษา



จะเป็นประโยชน์ต่อการกำหนดนโยบายในการเลือกชนิดเชื้อเพลิงเพื่อการผลิตไฟฟ้า และการกำจัดแก๊ส CO<sub>2</sub> ให้เหมาะสม

## วิธีการ

งานวิจัยนี้ศึกษาเฉพาะส่วนการผลิตไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลของการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย (กฟผ.) และการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติกับถ่านหิน โดยกำหนดให้ใช้เชื้อเพลิงที่มีส่วนประกอบดังแสดงไว้ในตารางที่ ๒ การใช้ปริมาณเชื้อเพลิงและการผลิตไฟฟ้า ตั้งแต่ ค.ศ. ๑๙๙๐ - ๒๐๑๐ ดังแสดงไว้ในตารางที่ ๓ ปริมาณการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน (ลิทไนต์) ดังแสดงในตารางที่ ๔

ในการเผาไหม้เชื้อเพลิง กำหนดให้เป็นการเผาไหม้สมบูรณ์ ซึ่งคาร์บอนที่อยู่ในเชื้อเพลิงเปลี่ยนเป็น CO<sub>2</sub> หหมด และสมมุติให้ถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศเป็นชนิดแอนทราไซต์ ส่วนปริมาณ CO<sub>2</sub> ที่ถูกปล่อยสู่บรรยากาศจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติ ประเมินจากสมการ fugitive methane emissions<sup>[๔]</sup> เกิดจากผลคูณปริมาณแก๊สธรรมชาติที่ขุดเจาะได้ (PJ) กับ emission factor (kg/PJ) โดยแบ่งค่า emission factor ออกเป็น ๓ ค่าดังนี้

๑. production	๔๖,๐๐๐ – ๙๖,๐๐๐	kg/PJ
๒. venting and flaring	๑๗๕,๐๐๐ – ๒๐๙,๐๐๐	kg/PJ
๓. processing and transmission high emission factor	๒๘๘,๐๐๐	kg/PJ

ส่วนปริมาณ CO<sub>2</sub> ที่ถูกปล่อยจากการขุดเจาะถ่านหิน ได้จากการประเมินสมการ coal mining emission<sup>[๔]</sup> เกิดจากผลคูณปริมาณถ่านหินที่ขุดเจาะได้ (M tons) กับ emission factor ๐.๓ – ๒.๐ m<sup>3</sup>/tons และ conversion factor ๐.๖๗ Gg/10<sup>6</sup>m<sup>3</sup> ที่ ๒๐ องศาเซลเซียส ๑ atm เมื่อได้ค่า methane emission ทั้งแก๊สธรรมชาติและถ่านหินนำไปคูณกับค่าศักยภาพที่ทำให้โลกร้อน (GWPs) ซึ่งมีค่าเท่ากับ ๒๑ (CH<sub>4</sub> = ๑ มีค่าเท่ากับ ๒๑ เท่าของ CO<sub>2</sub>)

ในการลด CO<sub>2</sub> ด้วยวิธีการปลูกป่า ได้แบ่งการปลูกป่าเป็น ๒ ประเภท คือ

๑. การปลูกป่าอนุรักษ์ เป็นการปลูกแบบถาวร คือ เสียค่าใช้จ่ายในการดูแล ๖ ปี แล้วปล่อยให้โตตามธรรมชาติ
๒. การปลูกป่าเศรษฐกิจ เป็นการปลูกสวนป่า มีการเสียค่าใช้จ่ายในการดูแลตลอดจน

กว่าจะตัดไปใช้ประโยชน์ การหาพื้นที่ในการลด CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่าทั้ง ๒ ประเภท จะใช้สมการคำนวณปริมาณการดูด CO<sub>2</sub> ของป่าไม้<sup>[๕]</sup> ได้จากผลคูณพื้นที่ป่าไม้ (ha) ร้อยละคาร์บอนของไม้ และอัตราการเจริญเติบโตเฉลี่ยของไม้แต่ละชนิด (ldm/ha/y)

การคิดค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่าอนุรักษ์ แบ่งเป็นการปลูกป่าบนบกและป่าชายเลน โดยกำหนดให้ป่าบนบกเป็นไม้สัก (*Tectona grandis*) มีอายุเจริญเติบโตเต็มที่ ๓๐ ปี และป่าชายเลนเป็นไม้โกงกาง (*Rhizophoraceae*) มีอายุเจริญเติบโตเต็มที่ ๒๐ ปี ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจ (สวนป่า) ทำการปลูกไม้ ๓ ชนิด

๑. ไม้สัก (*Tectona grandis*) เป็นไม้ที่ปลูกได้ดีทางภาคเหนือ หรือบริเวณพื้นที่สูงไม่มีน้ำท่วมถึง คิดค่าใช้จ่ายในการดูแลระหว่างปลูก ๓๐ ปี หลังจากนั้นตัดนำไปใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก ๓ x ๓ เมตร (๒๐๐ ต้น/ไร่)<sup>[๖]</sup>

๒. ไม้ยูคาลิปตัสคามาสดูเลนซิส (*Eucalyptus camaldulensis*) เป็นไม้โตเร็ว ปลูกได้ดีทุกพื้นที่ในประเทศไทย คิดค่าใช้จ่ายดูแลระหว่างปลูก ๕ ปี หลังจากนั้นตัดนำไปใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก ๒ x ๔ เมตร (๒๐๐ ต้น/ไร่)<sup>[๗]</sup>

๓. ไม้สะเดาเทียม [*Azadirachta excelsa* (Jack) Jacobs] เป็นไม้ที่ปลูกได้ดีทางภาคใต้ คิดค่าใช้จ่ายในการดูแล ๑๕ ปี หลังจากนั้นตัดนำไปใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก ๒ x ๒ เมตร (๔๐๐ ต้น/ไร่)<sup>[๘]</sup> ไม้สักและไม้สะเดาเทียมหลังจากทำการตัดจะไม่วางมาใช้เป็นเชื้อเพลิงทั้งหมด ส่วนไม้ยูคาลิปตัสคามาสดูเลนซิส สมมุติให้นำกลับมาเป็นเชื้อเพลิง การประเมินค่าใช้จ่ายในการปลูกไม้แต่ละประเภทมีข้อสมมุติฐานดังนี้ อัตราดอกเบี้ยร้อยละ ๑๕ ต่อปี ไม่คิดภาวะเงินเฟ้อ การปลูกป่าอนุรักษ์จะคิดค่าใช้จ่ายในการปลูก ๖ ปี แล้วปล่อยให้โตตามธรรมชาติ ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจจะดูแลจนกว่าจะถึงรอบตัดฟันของไม้แต่ละชนิด ค่าใช้จ่ายปีที่ ๑ ในการปลูกป่าทั้ง ๒ ประเภทจะสูงกว่าปีอื่น ๆ และจะน้อยลงเรื่อย ๆ ไม่มีัดมามากกว่าจะสิ้นสุดระยะเวลาการปลูกไม้แต่ละชนิด นำค่าใช้จ่ายในแต่ละปีมาคำนวณเป็นค่าใช้จ่ายรายปี เมื่อคำนวณค่าใช้จ่ายจำเพาะ ก็นำปริมาณ CO<sub>2</sub> หรือพลังงานไฟฟ้าในแต่ละปีไปหารกับค่าใช้จ่ายรายปี การคิดรายได้จากการปลูกป่าเศรษฐกิจ คิดจากไม้ที่ตัดฟันได้

การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO<sub>2</sub> ปี ๓ กรณี คือ

๑. แต่ละปีมีการปล่อย CO<sub>2</sub> ออกมาเท่าไร จะทำการกำจัดทั้งหมด

๒. ใ้ปี ๑๙๙๐ เป็นปีฐาน คิดผลต่างจากปี ๑๙๙๐ เป็นต้นไป มีการปล่อย CO<sub>2</sub> เท่าไร ก็กำจัดเท่านั้น

๓. ใ้ปี ๑๙๙๔ เป็นปีฐาน คิดผลต่างจากปี ๑๙๙๔ เป็นต้นไป แล้วคิดเหนือกรณี  
ที่ ๒

### ผลและวิจารณ์

ในการผลิตไฟฟ้าโดยใช้สารไฮโดรคาร์บอนเป็นเชื้อเพลิง คือ น้ำมันเชื้อเพลิง น้ำมันดีเซล แก๊สธรรมชาติ ลิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศ เมื่อเชื้อเพลิงเกิดการเผาไหม้ สมบูรณ์จะได้ปริมาณ CO<sub>2</sub> ๓.๑๓ ตัน/ตันน้ำมันเชื้อเพลิง ๓.๑๗ ตัน/ตันน้ำมันดีเซล ๒.๓๖ ตัน/ตันแก๊สธรรมชาติ ๑.๒๑ ตัน/ตันลิกไนต์ และ ๓.๑๗๙ ตัน/ตันแอมทราไซด์ ถ้าใช้ถ่านหินนำเข้า ดังแสดงในตารางที่ ๒ มีการปล่อย CO<sub>2</sub> รวมใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๑๐ จำนวน ๒๔.๘๔๑ และ ๖๔.๙๖๗ ล้านตัน คิดเป็น ๐.๕๗๕ และ ๐.๔๘๖ kCO<sub>2</sub>/kWh ตามลำดับ ดังแสดงในตารางที่ ๓ ค.ศ. ๑๙๙๐ - ๑๙๙๔ เป็นการให้ปริมาณเชื้อเพลิงจริง ส่วนใน ค.ศ. ๒๐๐๐ - ๒๐๑๐ เป็นการพยากรณ์ (forecast) ซึ่งขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่างในแต่ละปี อาจมีการคลาดเคลื่อนได้

ตารางที่ ๔ แสดงผลการคำนวณปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน สำหรับปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติ ค.ศ. ๑๙๙๐ มีค่าเท่ากับ ๘๖.๕๑๙ จิกะกรัมของมีเทน (GgCH<sub>4</sub>) และจะมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ในแต่ละปี จนมากที่สุดในปี ค.ศ. ๒๐๐๔ เท่ากับ ๓๒๕.๔๗๗ GgCH<sub>4</sub> และจะลดลงเรื่อย ๆ จนถึง ค.ศ. ๒๐๑๐ เนื่องจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติลดลงตั้งแต่ ค.ศ. ๒๐๐๔ เป็นต้นไป แต่การนำเข้าแก๊สจากต่างประเทศเริ่มมีมากขึ้นใน ค.ศ. ๒๐๐๐ ประมาณ ๒๐๑,๘๔๕ MMSCF และเพิ่มมากขึ้นเรื่อย ๆ จนถึง ค.ศ. ๒๐๑๐ ประมาณ ๙๗๖,๐๑๐ MMSCF<sup>(๑)</sup> ส่วนปริมาณแก๊สมีเทนที่รั่วจากการขุดเจาะถ่านหิน จากผลที่ได้เมื่อเทียบกับของแก๊สธรรมชาติมีค่าน้อยกว่าประมาณ ๑๕-๒๐ เท่า ซึ่งมีค่าน้อยมาก

การหาพื้นที่ในการลด CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่าซึ่งได้ทำการปลูกไว้หลายชนิด ดังแสดงในตารางที่ ๕ ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่า การปลูกยูคาลิปตัสความลาดชันสูง เมื่อเปรียบเทียบกับไม้ชนิดอื่นในแต่ละปี จะใช้พื้นที่ในการปลูกน้อยที่สุด ประมาณ ๕.๐๕๙ ล้านไร่ และ ๘.๕๔๔ ล้านไร่ ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ค.ศ. ๑๙๙๔ ตามลำดับ ส่วนกระถินณรงค์ใช้พื้นที่มากที่สุด ประมาณ ๑๔.๓๐๓ และ ๒๔.๑๕๖ ล้านไร่ ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ค.ศ. ๑๙๙๔ ตามลำดับจากผลที่ได้  
ปีที่ ๒๔ ฉบับที่ ๒

แสดงว่า พื้นที่ในการปลูกจะมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับอัตราการเจริญเติบโตเฉลี่ยของไม้แต่ละชนิด ดังแสดงในตารางที่ ๕ โดยอัตราการเจริญเติบโตที่ใช้ในงานวิจัยนี้ได้จากงานวิจัยทางวนศาสตร์ ซึ่งอาจมีค่ามากหรือน้อยขึ้นอยู่กับสภาพภูมิประเทศ การดูแลรักษา ระยะห่างในการปลูก ระยะ เวลาเจริญเติบโตเต็มที่ และอื่น ๆ

ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO<sub>2</sub> แสดงในตารางที่ ๖ การปลูกป่าอนุรักษ์จะคิดค่าใช้จ่ายในการดูแล ๖ ปี สามารถแบ่งออกเป็น ๒ ชนิด คือ

๑. ป่าบนบก (กำหนดเป็นไม้สัก) ค่าใช้จ่ายรายปี ๖๔๔.๓๑ บาท/ไร่ ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO<sub>2</sub> ๐.๑๑๖ บาท/kWh หรือ ๑๘๙.๘๗ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> และ ๐.๑๒๑ บาท/kWh หรือ ๑๘๙.๘๙ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ค.ศ. ๑๙๙๔ ตามลำดับ

๒. ป่าชายเลน (กำหนดให้เป็นไม้โกงกาง) ค่าใช้จ่ายรายปี ๙๓๒.๖๗ บาท/ไร่ ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ เท่ากับ ๐.๑๔๒ บาท/kWh หรือ ๒๓๒.๕๘ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๔ เท่ากับ ๐.๑๔๙ บาท/kWh หรือ ๒๓๒.๒๒ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจเมื่อหักรายได้จากการขายไม้แล้วจะเป็นกำไรสุทธิ แบ่งการปลูกเป็นไม้ ๓ ชนิด

๑. ไม้สัก กำไรสุทธิต่อไร่ปี ๒,๑๕๕.๕๗ บาท/ไร่ (คิด ๓๐ ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ เท่ากับ ๐.๓๘๙ บาท/kWh หรือ ๖๓๕.๒๐ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๔ เท่ากับ ๐.๔๐๗ บาท/kWh หรือ ๖๓๕.๖๔ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

๒. ไม้ยูคาลิปตัสความลาดดูเลนซิส กำไรสุทธิต่อไร่ปี ๘๓.๖๔ บาท/ไร่ (คิด ๕ ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ เท่ากับ ๐.๐๑๐ บาท/kWh หรือ ๑๖.๐ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๔ เท่ากับ ๐.๐๑๐ บาท/kWh หรือ ๑๖.๐ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

๓. ไม้สะเดาเทียม กำไรสุทธิต่อไร่ปี ๕,๑๕๑.๘๘ บาท/ไร่ (คิด ๑๕ ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ เท่ากับ ๑.๓๐๒ บาท/kWh หรือ ๒,๑๒๕.๘๘ บาท/ตัน CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๑๙๙๔ เท่ากับ ๑.๓๖๓ บาท/kWh หรือ ๒,๑๒๖.๓๑ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

เมื่อใช้ ค.ศ. ๑๙๙๐ เป็นปีฐานดังแสดงในตารางที่ ๗ ค่าใช้จ่ายในการลด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๒๐๐๐ โดยการปลูกป่าอนุรักษ์มีดังนี้

๑. ป่าบนบก ๐.๐๔๗ บาท/kWh หรือ ๙๐.๒๒ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

๒. ป่าชายเลน ๐.๐๕๙ บาท/kWh หรือ ๑๑๐.๔๑ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>



กำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่าเศรษฐกิจ มีดังนี้

๑. ไม้สัก ๐.๑๖๐ บาท/kWh หรือ ๓๐๑.๘๕ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>
๒. ไม้ยูคาลิปตัสความลาดดูเลนซิส ๐.๐๐๔ บาท/kWh หรือ ๗.๕๙ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>
๓. ไม้สะเดาเทียม ๐.๕๑๙ บาท/kWh หรือ ๙๗๘.๓๑ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

เมื่อใช้ ค.ศ. ๑๙๙๔ เป็นปีฐานดังแสดงในตารางที่ ๘ ค่าใช้จ่ายในการลด CO<sub>2</sub> ใน ค.ศ. ๒๐๐๐ มีดังนี้

การปลูกป่าอนุรักษ์

๑. ป่าบกบก ๐.๐๑๑ บาท/kWh หรือ ๒๑.๕๐ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>
๒. ป่าชายเลน ๐.๐๑๔ บาท/kWh หรือ ๒๖.๓๐ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

กำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub> โดยการปลูกป่าเศรษฐกิจ

๑. ไม้สัก ๐.๐๓๘ บาท/kWh หรือ ๗๑.๙๓ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>
๒. ไม้ยูคาลิปตัสความลาดดูเลนซิส ๐.๐๐๑ บาท/kWh หรือ ๑.๘๑ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>
๓. ไม้สะเดาเทียม ๐.๑๒๗ บาท/kWh หรือ ๒๔๐.๔๘ บาท/ตัน CO<sub>2</sub>

ถ้าปลูกไม้ยูคาลิปตัสความลาดดูเลนซิส แทนพื้นที่ปลูกที่กันส่าปะหลังทั้งหมดประมาณ ๗.๙ ล้านไร่<sup>[๑๙]</sup> เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า โดยราคาต้นทุนกระแสไฟฟ้าจากงานวิจัยที่ผ่านมาประมาณ ๒.๓๘ บาท/kWh<sup>[๑๙]</sup> เมื่อคิดตามอัตราส่วนพื้นที่ที่ปลูกร้อยละ ๒๐, ๔๐, ๖๐, ๘๐ และ ๑๐๐ จะผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ ๒๐๓๖.๗๘ จิกะวัตต์-ชั่วโมง (GWh), ๔๐๗๓.๕๗ GWh, ๖๑๑๐.๓๕ GWh, ๘๑๔๗.๑๔ GWh และ ๑๐๑๘๓.๙๒ GWh ตามลำดับ ถ้าคิดพื้นที่ใช้ประโยชน์เพียงร้อยละ ๘๐ สามารถลดปริมาณการใช้ถ่านหินใน ค.ศ. ๒๐๐๐ ได้ร้อยละ ๕๖.๖ ลดปริมาณ CO<sub>2</sub> จากถ่านหินได้ ๘.๔๓๑ ล้านตัน หรือถ้าใช้แก๊สธรรมชาติสามารถลดปริมาณการใช้ได้ร้อยละ ๑๑.๖ ลดปริมาณ CO<sub>2</sub> จากแก๊สธรรมชาติได้ ๓.๐๘๗ ล้านตัน ส่วนปริมาณถ่านที่ได้จากการตัดไม้โรงงาน (ป่าชายเลน) เท่ากับร้อยละ ๖๕ ของน้ำหนักไม้แห้ง<sup>[๒๒]</sup> เมื่อคิดพื้นที่ป่าชายเลน ๑.๐๕ ล้านไร่<sup>[๑๙]</sup> โดยคิดตามอัตราส่วนพื้นที่ที่ปลูกร้อยละ ๒๐, ๔๐, ๖๐, ๘๐ และ ๑๐๐ จะได้ปริมาณถ่าน ๐.๒๙๘, ๐.๕๙๗, ๐.๘๙๕, ๑.๑๙๔ และ ๑.๔๙ ล้านตัน เมื่อค่าความร้อนไม้โรงงาน ๓๑.๔ กิโลจูล/กรัม (kJ/g)<sup>[๒๐]</sup> คิดเป็นความร้อนที่ได้ ๙.๓๖, ๑๘.๗๔, ๒๘.๐๙, ๓๗.๔๘ และ ๔๖.๗๗ x ๑๐<sup>๖</sup> จิกะจูล (GJ) ตามลำดับ ถ้าใช้ถ่านที่ได้

จากไม้โกงกางโดยคิดพื้นที่ใช้ประโยชน์เพียงร้อยละ ๖๐ จะสามารถทดแทน LPG ได้ ๑๐๕๕.๒ ล้านลิตร [คิดค่าความร้อนของ LPG เท่ากับ ๒๖.๖๒ เมกะจูล (MJ/litre)]<sup>[๒๑]</sup> ซึ่งเท่ากับร้อยละ ๔๗.๗ ของ LPG ที่ใช้ในบ้านเรือนและธุรกิจขนาดเล็กใน ค.ศ. ๑๙๙๖

## สรุป

การผลิตไฟฟ้าโดยใช้สารไฮโดรคาร์บอนจำพวกน้ำมันเชื้อเพลิง น้ำมันดีเซล แก๊สธรรมชาติ ลิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศเป็นเชื้อเพลิง ทำให้เกิดการปล่อย CO<sub>2</sub> ๒๔.๘๔๑ และ ๖๔.๙๖๗ ล้านตัน คิดเป็น ๐.๕๗๕ และ ๐.๔๘๖ kgCO<sub>2</sub>/kWh ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๑๐ ตามลำดับ ปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหินในประเทศ ทำให้เกิดการปล่อย CO<sub>2</sub> ๑.๕๙๔ และ ๓.๓๙๐ ล้านตัน ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๑๐ ในการลดปริมาณ CO<sub>2</sub> โดยวิธีการปลูกป่า จะแบ่งการปลูกป่าเป็น ๒ ประเภท คือ การปลูกป่าอนุรักษ์ และการปลูกป่าเศรษฐกิจ ป่าอนุรักษ์ไม้สักมีค่าใช้จ่าย ๐.๑๑๖ และ ๐.๑๐๐ บาท/kWh ใน ค.ศ. ๑๙๙๐ และ ๒๐๐๐ ตามลำดับ ถ้าใช้ปี ๑๙๙๐ เป็นปีฐาน ตามอนุสัญญาระหว่างประเทศในการลดแก๊สเรือนกระจก ค่าใช้จ่ายใน ค.ศ. ๒๐๐๐ เท่ากับ ๐.๐๔๗ บาท/kWh ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจได้กำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub>

ถ้ามีการปลูกยูคาลิปตัสความลาดดูเลเชิส แทนไม้สักป่าหลังเพียงร้อยละ ๘๐ ของพื้นที่ ๗.๙ ล้านไร่ เพื่อให้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า จะสามารถลดปริมาณการใช้ลิกไนต์ที่ใช้ใน ค.ศ. ๒๐๐๐ ได้ถึงร้อยละ ๕๖.๖ ลด CO<sub>2</sub> ได้ ๘.๔๓๑ ล้านตัน หรือสามารถลดปริมาณการใช้แก๊สธรรมชาติได้ร้อยละ ๑๑.๖ ลด CO<sub>2</sub> ได้ ๓.๐๘๗ ล้านตัน ถ้ามีการปลูกไม้โกงกางเพียงร้อยละ ๖๐ ของพื้นที่ ๑.๐๕ ล้านไร่ เพื่อผลิตถ่าน จะสามารถลดการใช้ LPG ที่ใช้ใน ค.ศ. ๑๙๙๖ ได้ร้อยละ ๔๗.๗

ใน ค.ศ. ๑๙๙๕ ประเทศไทยมีพื้นที่ป่าไม้ประมาณ ๘๒.๒ ล้านไร่<sup>[๑๑]</sup> แบ่งเป็นภาคเหนือร้อยละ ๕๖.๒ ภาคตะวันออกเฉียงเหนือร้อยละ ๑๖.๒ ภาคกลางและภาคตะวันตกร้อยละ ๑๒.๘ ภาคใต้ร้อยละ ๗.๔๘ และภาคตะวันออกร้อยละ ๕.๓๒ พื้นที่ป่าชายเลน ๑.๐๕ ล้านไร่ จะเห็นได้ว่าประเทศไทยยังมีพื้นที่ในการปลูกป่าเพื่อลด CO<sub>2</sub> ได้ อาจกล่าวได้ว่าถ้าต้องการลด CO<sub>2</sub> ที่ปล่อยจากภาคการผลิตไฟฟ้าทั้งหมด อาจมีพื้นที่ป่าไม้ไม่เพียงพอ แต่ถ้าใช้ ค.ศ. ๑๙๙๐ หรือ ค.ศ. ๑๙๙๕ เป็นปีฐาน จะทำให้พื้นที่ปลูกป่าน้อยลง แต่ในอนาคตพื้นที่ป่าไม้ในประเทศอาจลดลง การปลูกป่าเพื่อลด CO<sub>2</sub> จึงทำได้ยาก อาจจะต้องมีการซื้อเทคโนโลยี

ในการลด CO<sub>2</sub> จากต่างประเทศ แนวทางแก้ไขที่เหมาะสมในการลด CO<sub>2</sub> คือ การจัดการ



ด้านผู้ใช้ไฟฟ้า เปลี่ยนมาใช้เชื้อเพลิงที่มีคุณภาพดีขึ้นหรือสะอาดมากขึ้น ใช้พลังงานทดแทน  
หรือใช้พลังงานนิวเคลียร์

### คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุน  
งานวิจัยนี้.

ตารางที่ ๑ การปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากภาคกิจกรรมต่าง ๆ ของประเทศไทยใน  
ค.ศ. ๑๙๙๐<sup>[๑]</sup>

Unit : Gg ( 10<sup>3</sup>Gg = 1 million tonne)

Gas/Source	Emission		GWPs	Emission ( CO <sub>2</sub> equivalent)	
	Gg	%		Gg	%
<b>Total CO<sub>2</sub> equivalent</b>				225,176.1	100.0
<b>Net Carbondioxide ( CO<sub>2</sub> )</b>	163,995.7	100.0	1.0	163,995.7	72.8
Fuel Combustion					
Transport	27,634.1	16.9		27,634.1	12.3
Energy Transformation	28,243.4	17.2		28,243.4	12.5
Industries	12,844.8	7.8		12,844.8	5.7
Industry	8,089.0	4.9		8,089.0	3.6
Small Combustion	9,806.7	6.0		9,806.7	4.4
Industrial Process					
Land Use Change & Forestry	19,897.4	12.1		19,897.4	8.8
Changes in Forest and Other Woody	81,708.4	49.8		81,708.4	-10.7
Biomass Stocks	-24,148.1	-14.7		-24,148.1	
Forest and Grassland Conversion					
Abandonment of Managed Lands					
<b>Methane ( CH<sub>4</sub> )</b>	2,746.4	100.0	21.0	57,673.8	25.6
Fuel Combustion					
Transport	7.9	0.3		165.0	0.1
Energy Transformation	0.6	0.0		12.9	0.0
Industries	0.5	0.0		11.0	0.0
Industry	0.8	0.0		17.4	0.0
Small Combustion					
Fugitive Emission from Fuels	97.4	3.5		2,044.4	0.9
Oil and Natural Gas	10.4	0.4		218.50	0.1
Solid Fuel	0.3	0.0		6.6	0.0

Industrial Process					
Agriculture					
Rice Cultivation	1,786.1	65.0		37,507.2	16.7
Enteric Fermentation	530.1	19.3		11,132.8	4.9
Manure Management	116.0	4.2		2,435.5	1.1
Field Burning of Agricultural Residues	22.1	0.8		463.1	0.2
Land Use Change & Forestry	28.2				
Forest and Grassland Conversion	121.4	1.0		591.6	0.3
Waste	24.7				
Solid Waste Disposal on Land		4.4		2,549.6	1.1
Waste water		0.9		518.3	0.2
Treatment					
<b>Nitrous Oxide (N<sub>2</sub>O)</b>	11.3	100.0	310.0	3,506.6	1.6
Fuel Combustion					
Transport	1.1	9.8		343.6	0.2
Energy Transformation	0.2	1.3		46.8	0.0
Industry	0.2	2.0		69.1	0.0
Small Combustion					
Agriculture	9.2	80.9		2,835.7	1.3
Agricultural Soils	0.5	4.3		151.5	0.1
Field Burning of Agricultural Residues	0.2	1.7		60.0	0.0
Land Use Change & Forestry					
Forest and Grassland Conversion					

ตารางที่ ๒ องค์ประกอบโดยน้ำหนักของเชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ (ร้อยละ)

	คาร์บอน	ไฮโดรเจน	ออกซิเจน	ไนโตรเจน	กำมะถัน	เถ้า	ค่าความร้อน (MJ/kg)	kg CO <sub>2</sub> /kg fuel
น้ำมันเตา <sup>(๓)</sup>	๘๕.๔	๑๐.๕	๑.๕	๐.๔	๒.๐	๐.๑	๔๒.๙๘	๓.๑๓๑
น้ำมันดีเซล <sup>(๓)</sup>	๘๖.๕	๑๒.๘	๐.๑	๐.๑	๐.๕	-	๔๕.๒๐	๓.๑๗๒
แก๊สธรรมชาติ <sup>(๓)</sup>	๖๔.๓	๓๓.๒	-	๒.๕	-	-	๔๕.๐๐	๒.๓๕๗
ลิกไนต์ <sup>(๓)</sup>	๓๑.๑	๒.๒	๙.๙	๑.๑	๑.๔	๒๒.๐	๑๒.๘๐	๑.๑๔๐
แอนทราไซต์ <sup>(๓)</sup>	๘๖.๗	๒.๒	๒.๙	๐.๘	๐.๕	๖.๙	๓๓.๙๐	๓.๑๗๙

(๓) , (๑๗) ดูได้จากเอกสารอ้างอิง

\* ความชื้นร้อยละ ๓๒

ตารางที่ ๓ ปริมาณการใช้เชื้อเพลิง พลังงานไฟฟ้า และการปล่อย CO<sub>2</sub>

	Unit	Actual <sup>(๓)</sup>		Forecast <sup>(๓)</sup>		
		๑๙๙๐	๑๙๙๔	๒๐๐๐	๒๐๐๔	๒๐๑๐
แก๊สธรรมชาติ	GWh	๑๘๐๕๖.๘๘๐	๓๐๓๙๑.๓๑	๖๙๘๒๙.๐๐	๗๒๘๑๖.๐๐๐	๖๖๙๐๙.๐๐๐
	M tons	๓.๒๓๒	๕.๔๙๘	๑๑.๒๙๑	๑๑.๗๕๓	๑๐.๓๙๓
	CO <sub>2</sub> (M tons)	๗.๖๒๐	๑๒.๗๗๐	๒๖.๖๑๓	๒๗.๗๐๒	๒๔.๔๙๖
	kgCO <sub>2</sub> /kWh	๐.๔๒๒	๐.๔๒๐	๐.๓๘๑	๐.๓๘๐	๐.๓๖๖
น้ำมันเตา	GWh	๙๐๖๗.๓๑๐	๑๙๒๙๔.๒๐	๓๗๓๓.๐๐๐	๕๙๒๑๑.๐๐๐	๑๒๒๒๙.๐๐๐
	M tons	๒.๑๕๗	๔.๓๘๓	๑.๐๐๖	๑.๓๕๗	๒.๗๘๗
	CO <sub>2</sub> (M tons)	๖.๗๕๔	๑๓.๗๒๕	๓.๑๔๙	๔.๒๔๙	๘.๗๒๖
	kgCO <sub>2</sub> /kWh	๐.๗๔๕	๐.๗๑๑	๐.๘๔๒	๐.๗๘๔	๐.๗๑๒
น้ำมันดีเซล	GWh	๒๕๙.๗๓๐	๑๖๒๗.๗๒๐	๒๕.๐๐๐	๒๔.๘.๐๐๐	๓๑๓.๐๐๐
	M tons	๐.๑๐๔	๐.๔๒๐	๐.๐๑๔	๐.๐๘๓	๐.๑๒๒
	CO <sub>2</sub> (M tons)	๐.๓๓๐	๑.๓๓๓	๐.๐๔๔	๐.๒๖๓	๐.๓๘๗
	kgCO <sub>2</sub> /kWh	๑.๒๗๒	๐.๘๑๙	๑.๗๖๐	๑.๐๖๐	๑.๒๓๖
ลิกไนต์	GWh	๑๐๒๒๙.๘๔๐	๑๔๐๖๐.๖๓๐	๑๔๓๘๗.๐๐	๑๖๕๑๘.๐๐๐	๑๖๙๙๑.๐๐๐
	M tons	๘.๘๘๙	๑๒.๒๘๘	๑๓.๐๖๗	๑๔.๙๗๙	๑๕.๒๖๓
	CO <sub>2</sub> (M tons)	๑๐.๑๓๔	๑๔.๐๐๘	๑๔.๘๙๖	๑๗.๐๗๖	๑๗.๔๐๐
	kgCO <sub>2</sub> /kWh	๐.๙๙๑	๐.๙๙๖	๑.๐๓๕	๑.๐๓๓	๑.๐๒๔
ถ่านหินนำเข้า	GWh	-	-	-	-	๑๓๘๔๐
	M Tons	-	-	-	-	๔.๓๙๑
	CO <sub>2</sub> (M tons)	-	-	-	-	๑๓.๙๕๘



	kgCO <sub>2</sub> /kWh	-	-	-	-	๑.๐๐๘
พลังน้ำ	GWh	๔๘๕๙.๐๐๐	๓๔๓๑.๐๐๐	๓๙๒๕.๐๐๐	๔๕๕๖.๐๐๐	๕๔๗๘.๐๐๐
ซื้อ <sup>(๑)</sup>	GWh	๖๙๑.๐๐๐	๘๐๑.๐๐๐	๒๘๖๓.๐๐๐	๒๘๖๓.๐๐๐	๑๗๗๕.๐๐๐
รวม	GWh	๕๕๕๐.๐๐๐	๔๒๓๒.๐๐๐	๖๗๘๘.๐๐๐	๗๔๑๙.๐๐๐	๗๒๕๓.๐๐๐
รวม	CO <sub>2</sub> (M tons)	๒๔.๘๔๑	๔๑.๘๓๖	๔๔.๗๐๒	๔๙.๒๕๐	๖๔.๙๖๗

(๑) การไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย (Actual)

(๒) ฝ่ายข้อมูลพลังงาน สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ<sup>(๑)</sup> (Forecast ; PDP ๙๗-๐๒)

(๓) ซื้อไฟฟ้าจากประเทศลาว

## ตารางที่ ๕ พื้นที่ในการลด CO<sub>2</sub> สำหรับไม้แต่ละชนิด

ล้านไร่

ชนิดของไม้	ระยะปลูก ( m x m )	ระยะเวลา ( ปี )	อัตราเจริญเติบโตเฉลี่ย ( tdm / ha / y )	๑๙๙๐	๑๙๙๕	๒๐๐๐	๒๐๐๕	๒๐๑๐
ปริมาณ CO <sub>2</sub> จาก EGAT ( M tons )				๒๔.๘๔๐	๔๑.๘๓๖	๔๔.๗๐๐	๔๙.๒๕๐	๖๔.๙๖๗
ปริมาณ CO <sub>2</sub> จากการขุดเจาะแก๊สและถ่านหิน ( M tons )				๑.๕๙๕	๒.๘๐๕	๕.๖๕๕	๕.๖๕๕	๓.๓๙๐
ผลรวมปริมาณ CO <sub>2</sub> ทั้ง ๒ แหล่ง ( M tons )				๒๖.๔๓๕	๔๔.๖๔๑	๕๐.๓๕๕	๕๔.๙๐๕	๖๘.๓๕๗
ไม้สัก <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๓๐	๑๑.๕๖	๗.๗๙๐	๑๓.๖๖๕	๑๔.๘๕๕	๑๖.๒๐๓	๒๐.๑๕๗
ยูคาลิปตัส <sup>(๑)</sup>	๑ X ๒	๕	๑๗.๘๑	๕.๐๕๙	๘.๕๙๕	๙.๖๓๕	๑๐.๕๑๖	๑๓.๐๘๓
สนสามใบ <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๑๕	๗.๗๐	๑๑.๗๐๒	๑๙.๗๖๕	๒๒.๒๘๗	๒๔.๓๒๕	๓๐.๒๖๑
ไม้เลื้อย <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๑๐	๑๑.๑๖	๘.๐๗๕	๑๓.๖๓๖	๑๕.๓๗๗	๑๖.๗๘๓	๒๐.๘๗๙
โกงกาง <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๒๐	๑๓.๖๗	๖.๕๙๒	๑๑.๑๓๒	๑๒.๕๕๕	๑๓.๗๐๒	๑๗.๐๕๕
กระถินณรงค์ <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๕	๖.๓๐	๑๔.๓๐๓	๒๔.๑๕๖	๒๗.๒๕๐	๒๙.๗๓๑	๓๖.๙๘๖
กระถินยักษ์ <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๕	๗.๑๓	๑๒.๖๓๗	๒๑.๓๔๕	๒๔.๐๖๙	๒๖.๒๗๐	๓๒.๖๘๑
สะเดา <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๒๐	๘.๒๖	๑๐.๙๐๘	๑๘.๔๒๕	๒๐.๗๗๖	๒๒.๖๗๖	๒๘.๒๐๙
ประดู่ <sup>(๑)</sup>	๒ X ๒	๒๐	๖.๘๐	๑๓.๒๕๑	๒๒.๓๘๘	๒๕.๒๘๗	๒๗.๕๕๕	๓๔.๒๖๖

(๑),(๑๒),(๑๓),(๑๔),(๑๕),(๑๖) ดูได้จากเอกสารข้างถึง

ตารางที่ ๔ ปริมาณการวิจัยของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหินในประเทศไทย

Type of Fuel	Unit	Actual				Forecast					
		๑๙๙๐		๑๙๙๔		๒๐๐๐		๒๐๐๔		๒๐๑๐	
		รวม	ผลิตไฟฟ้า	รวม	ผลิตไฟฟ้า	รวม	ผลิตไฟฟ้า	รวม	ผลิตไฟฟ้า	รวม	ผลิตไฟฟ้า
Natural Gas	MMSCF <sup>16</sup>	๒๐๙๔๑๕.๐๐	๑๖๖๓๓๒.๐๐	๓๓๙๑๔๐.๐๐	๒๙๙๓๐๐.๐๐	๗๕๖๒๙๐.๐๐	๕๙๖๗๗๕.๐๐	๗๙๔๐๒๐.๐๐	๖๒๑๒๓๐.๐๐	๔๕๐๗๗๕.๐๐	๓๖๐๖๒๐.๐๐
Production	GgCH <sub>4</sub>	๑๕.๐๙	๑๑.๙๒	๒๓.๓๙	๒๑.๖๗	๕๔.๗๗	๔๓.๒๒	๕๖.๗๙	๔๔.๙๙	๓๒.๖๔	๒๖.๑๒
Venting and Flaring	GgCH <sub>4</sub>	๔๐.๙๔	๓๒.๒๔	๙๔.๐๕	๕๙.๖๑	๑๔๙.๑๑	๑๑๖.๙๗	๑๕๓.๕๔	๑๒๑.๖๖	๙๙.๒๙	๗๐.๙๒
Processing	GgCH <sub>4</sub>	๓๐.๖๑	๒๔.๑๙	๕๕.๕๔	๔๓.๙๖	๑๑๑.๐๙	๙๗.๖๖	๑๑๕.๑๖	๙๑.๒๕	๖๖.๒๑	๕๒.๙๗
SubTotal	GgCH <sub>4</sub>	๙๖.๕๔	๖๙.๓๕	๑๕๖.๙๙	๑๒๕.๕๕	๓๑๓.๙๖	๒๔๗.๗๙	๓๒๕.๔๙	๒๕๗.๙๐	๑๙๗.๑๓	๑๔๙.๗๑
Lignite	M tons <sup>17</sup>	๑๒.๔๔	๙.๙๑	๑๗.๐๙	๑๔.๑๙	๑๙.๖๑	๑๙.๖๗	๒๑.๘๐	๑๔.๙๙	๒๑.๙๒	๑๕.๒๖
Coal mined	GgCH <sub>4</sub>	๙.๕๙	๗.๕๖	๑๓.๑๗	๙.๙๕	๒๙.๖๙	๒๑.๐๗	๒๖.๙๐	๑๑.๕๔	๑๖.๙๙	๑๑.๗๖
Total	GgCH <sub>4</sub>	๙๖.๑๑	๗๕.๙๑	๓๔๐.๒๙	๑๓๗.๕๙	๓๒๙.๓๐	๒๖๘.๘๑	๓๕๔.๕๔	๒๖๙.๔๔	๒๐๔.๐๓	๑๖๑.๔๖
GWPs	๒๑										
Total	GgCO <sub>2</sub>	๒๐๑๙.๑๖	๑๕๙๔.๑๕	๓๕๗๔.๑๐	๒๙๐๕.๕๕	๖๙๙๔.๓๐	๕๖๕๕.๐๑	๗๑๙๗.๗๖	๕๖๕๙.๒๐	๔๒๙๔.๔๗	๓๓๙๐.๗๓๑

(a) ฝ่ายข้อมูลพลังงาน สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ

ตารางที่ ๖ ค่าใช้จ่ายและกำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub> จากการปลูกป่า

ประเภท ปลูกป่า	ชนิดของ ป่าไม้	รายการ	Unit	๑๙๙๐	๑๙๙๕	๒๐๐๐
อนุรักษ์	ป่าธรรมชาติ (ไม้สัก)	ค่าใช้จ่ายรายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๖๔๔.๓๑๐	๖๔๔.๓๑๐	๖๔๔.๓๑๐
		พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	๗.๗๙๐	๑๓.๑๖๕	๑๔.๘๔๕
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	๐.๑๑๖	๐.๑๒๑	๐.๑๐๐
			บาท / t CO <sub>2</sub>	๑๘๙.๘๗๐	๑๘๙.๙๙๐	๑๙๐.๐๒๐
	ป่าชายเลน (ไม้โกงกาง)	ค่าใช้จ่ายรายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๙๓๒.๖๗๐	๙๓๒.๖๗๐	๙๓๒.๖๗๐
		พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	๖.๕๙๒	๑๑.๑๓๒	๑๒.๕๕๔
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	๐.๑๔๒	๐.๑๔๙	๐.๑๒๓
			บาท / t CO <sub>2</sub>	๒๓๒.๕๙๐	๒๓๒.๒๒๐	๒๓๒.๕๗๐
เศรษฐกิจ	ไม้สัก	ค่าใช้จ่ายรายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๒๔๓๘.๔๗๐	๒๔๓๘.๔๗๐	๒๔๓๘.๔๗๐
		พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	๗.๗๙๐	๑๓.๑๖๕	๑๔.๘๔๕
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	๐.๓๘๙	๐.๔๐๗	๐.๓๓๗
			บาท / t CO <sub>2</sub>	๖๓๕.๒๐๐	๖๓๕.๗๐๐	๖๓๕.๕๗๐
		รายได้รายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๔๕๙๔.๐๔๐	๔๕๙๔.๐๔๐	๔๕๙๔.๐๔๐
		กำไรสุทธิรายปี	บาท / ไร่	๒๑๕๕.๕๗๐	๒๑๕๕.๕๗๐	๒๑๕๕.๕๗๐
	ยูคาลิปตัส ความลาดชันเฉลี่ย	ค่าใช้จ่ายรายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๓๐๖๘.๐๗๐	๓๐๖๘.๐๗๐	๓๐๖๘.๐๗๐
		พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	๕.๐๕๙	๘.๕๔๔	๙.๖๓๕
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	๐.๐๑๐	๐.๐๑๐	๐.๐๐๙
			บาท / t CO <sub>2</sub>	๑๖.๐๐๐	๑๖.๐๐๐	๑๕.๙๙๐
		รายได้รายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๓๑๕๑.๗๑๐	๓๑๕๑.๗๑๐	๓๑๕๑.๗๑๐
		กำไรสุทธิรายปี	บาท / ไร่	๘๘.๖๔๐	๘๓.๖๔๐	๘๓.๖๔๐
	สะเดาเทียม	ค่าใช้จ่ายรายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๔๕๕๔.๖๑๐	๔๕๕๔.๖๑๐	๔๕๕๔.๖๑๐
		พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	๑๐.๙๐๘	๑๘.๔๒๔	๒๐.๗๗๖
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	๑.๓๐๒	๑.๓๖๓	๑.๑๒๙
			บาท / t CO <sub>2</sub>	๒๑๒๕.๘๘๐	๒๑๒๖.๓๑๐	๒๑๒๕.๙๗๐
		รายได้รายปี <sup>(๑)</sup>	บาท / ไร่	๙๗๐๖.๕๙๐	๙๗๐๖.๕๙๐	๙๗๐๖.๕๙๐
		กำไรสุทธิรายปี	บาท / ไร่	๕๑๕๑.๙๘๐	๕๑๕๑.๙๘๐	๕๑๕๑.๙๘๐

(๒) ส่วนปลูกป่าภาครัฐ ธรรมชาติไม้

(๑), (๒), (๓) ดูได้จากเอกสารอ้างอิง

ตารางที่ ๗ ค่าใช้จ่ายและกำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub> จากการปลูกป่าเมื่อใช้ปี ๑๙๙๐  
เป็นปีฐาน

ประเภท การปลูกป่า	ชนิดของ ป่าไม้	รายการ	Unit	๑๙๙๐	๑๙๙๕	๒๐๐๐
ปริมาณ CO <sub>2</sub> จากภาคการผลิตไฟฟ้า			M tons	๒๖.๔๓๔	๔๔.๖๔๕	๕๐.๓๔๕
ปริมาณ CO <sub>2</sub> ที่เพิ่มจากปี ๑๙๙๐			M tons	-	๑๘.๒๑๐	๒๓.๙๑๐
อนุรักษ์	ป่าธรรมชาติ (ไม้สัก)	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๕.๓๖๐	๗.๐๕๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๔๙	๐.๐๔๗
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๗๗.๓๕๐	๙๐.๒๒๐
	ป่าชายเลน (โกงกาง)	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๔.๕๔๐	๕.๙๖๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๖๑๐	๐.๐๕๙
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๙๔.๘๔๐	๑๑๐.๔๑๐
เศรษฐกิจ	ไม้สัก	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๕.๓๖๐	๗.๐๕๐
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๑๖๕	๐.๑๖๐
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๒๕๘.๗๙๐	๓๐๑.๘๕๐
	ยูคาลิปตัส	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๓.๔๘๐	๔.๕๗๐
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๐๔	๐.๐๐๔
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๖.๕๒๐	๗.๕๙๐
	สะเดาเทียม	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๗.๕๑๐	๙.๕๖๐
		กำไรสุทธิในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๕๕๖	๐.๕๑๙
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๘๖๖.๖๔๐	๙๗๘.๓๑๐

ตารางที่ ๘ ค่าใช้จ่ายและกำไรสุทธิในการลด CO<sub>2</sub> จากการปลูกป่าเมื่อใช้ปี ๑๙๙๔ เป็นปีฐาน

ประเภทการปลูก ป่า	ชนิดของป่าไม้	รายการ	Unit	๑๙๙๔	๒๐๐๐
ปริมาณ CO <sub>2</sub> จากภาคการผลิตไฟฟ้า			M tons	๔๔.๖๔๕	๕๐.๓๔๕
ปริมาณ CO <sub>2</sub> ที่เพิ่มจากปี ๑๙๙๔			M tons	-	๕.๗๐๐
อนุรักษ์	ป่าธรรมชาติ (ไม้สัก)	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๑.๖๘๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๑๑
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๒๑.๕๐๐



	รายชื่อเลข (กองกลาง)	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๑.๕๒๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๑๔
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๒๖.๓๐๐
เศรษฐกิจ	ไม้สัก	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๑.๖๘๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๓๘
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๗๑.๙๓๐
	ยูคาลิปตัส	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๑.๐๙๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๐๐๑
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๑.๘๑๐
	สะเดาเทียม	พื้นที่ลด CO <sub>2</sub>	ล้านไร่	-	๒.๓๕๐
		ค่าใช้จ่ายในการ ลด CO <sub>2</sub>	บาท / kWh	-	๐.๑๒๗
			บาท / t CO <sub>2</sub>	-	๒๔๐.๔๖๐

### เอกสารอ้างอิง

๑. สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย. บทสรุปสำหรับผู้บริหาร โครงการศึกษาและจัดทำบัญชีแห่งชาติว่าด้วยการปริมาณการปล่อยก๊าซเรือนกระจกที่มีได้ถูกควบคุมโดยพิธีสารมอนทรีออล, ๒๕๔๐.
๒. สุชาติ ทีชมกุล. ผลการเจรจาเพื่อแก้ปัญหาเรื่องโลกร้อน. วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี ๒๕๔๑; ๑๓ : ๑๐๗-๑๐๙.
๓. วรวัณ เอกลักษณ์. ศักยภาพการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมโรงไฟฟ้าในประเทศไทย. วิทยาศาสตร์-ดุสิตบัณฑิต, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. กรุงเทพฯ, ๒๕๓๙.
๔. Thailand Environment Institute. Greenhouse Gas Inventory Energy Sector. Thailand National Greenhouse Gas Inventory 1990, pp. 9-14. 1997.
๕. Thailand Environment Institute. Greenhouse Gas Inventory Forestry Sector. Thailand National Greenhouse Gas Inventory 1990, pp. 6-7. 1997.
๖. องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้. โครงการปลูกและใช้ประโยชน์สวนป่าไม้สัก. ๒๕๔๐.
๗. องค์การอุตสาหกรรมป่าไม้. โครงการปลูกและใช้ประโยชน์สวนป่าไม้ยูคาลิปตัส ๒๕๔๐.
๘. ธงชัย เกตุพันธ์. ไม้สะเดาเทียม, หน้า ๖๙-๙๙. กรมป่าไม้, ๒๕๓๖.
๙. ฝ่ายข้อมูลพลังงาน. การพยากรณ์ปริมาณการใช้ถ่านหินในประเทศไทยในปี ๑๙๙๗ สำนักงานคณะ

กรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ, ๑๙๙๗.

๑๐. ฝ่ายข้อมูลพลังงาน. การพยากรณ์ปริมาณการใช้ก๊าซธรรมชาติในประเทศไทยในปี ๑๙๙๗. สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ, ๑๙๙๗.
๑๑. ส่วนข้อมูลกลาง. สถิติการป่าไม้ของประเทศไทยปี ๒๕๔๐, หน้า ๑-๘. สำนักสารนิเทศ กรมป่าไม้, ๒๕๔๐.
๑๒. เซาร์ การะ. การเจริญเติบโตของไม้สักในสภาพสวนป่า, หน้า ๒-๒๖. ปัญหาพิเศษ, ภาควิชาวนวัฒนวิทยา, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๒๕.
๑๓. ทศพร วัชรางกูร. ผลผลิตของสวนป่าไม้ยูคาลิปตัสอายุ ๔ ปีที่ปลูกด้วยระยะห่างแปดระยะที่จังหวัดศรีสะเกษ, หน้า ๑๑๔-๑๑๘. วิทยานิพนธ์ปริญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๓๑.
๑๔. ภาควิชาการจัดการป่าไม้. การประเมินผลผลิตและการลงทุนในกิจกรรมการปลูกสร้างสวนป่า, หน้า ๓๒-๘๖. คณะวนศาสตร์, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๓๐.
๑๕. ไพศาล ธนะเพิ่มพูล. ผลผลิตของสวนป่าไม้โกงกางใบเล็ก จังหวัดปัตตานี, หน้า ๓๖-๓๘. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๓๒.
๑๖. ปรียดี สมใจ. ผลผลิตทางด้านชีวมวลของสวนป่าไม้เลื้อย ยูคาลิปตัส และกระดังงา สว.เด็ก จังหวัดกาฬสินธุ์, หน้า ๒๖-๒๗. ปัญหาพิเศษ, ภาควิชาวนวัฒนวิทยา, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๒๘.
๑๗. ประเสริฐ เทียนนิมิตร และคณะ. เชื้อเพลิงและสารหล่อลื่น. นวัตกรรมวันตั้ง, บริษัท ซีเค็ดยูเคชั่น จำกัด, ๒๕๓๙.
๑๘. สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. ข้อมูลด้านการผลิตและการตลาดสินค้าเกษตรที่สำคัญ. สำนักวิจัยเศรษฐกิจการเกษตร, กระทรวงเกษตรและสหกรณ์, ๒๕๔๑.
๑๙. พันเลิศ หวังคู่คิด. การประเมินศักยภาพโรงไฟฟ้าใช้ไม้ในประเทศไทย. วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, ๒๕๔๐.
๒๐. วิจัย ปัญญาปัญญา. เทคโนโลยีการผลิตแก๊สสำหรับชนบท, หน้า ๕. กลุ่มพัฒนาพลังงานจากไม้, สำนักวิชาการป่าไม้, กรมป่าไม้, ๒๕๔๑.
๒๑. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน. รายงานพลังงานของประเทศไทย ๒๕๓๙, กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม, ๒๕๓๙.
๒๒. ปรีชา เกียรติกระจาย. เทคโนโลยีการแปรรูปพลังงานจากไม้. คณะวนศาสตร์, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, ๒๕๒๖.



## DIFFUSION MODEL OF PAPAYA GLACE' DRYING

Siva Achariyaviriya<sup>\*</sup>, Somchart Soponronnarit<sup>\*\*</sup> and Apichit Terdtyothin<sup>\*\*</sup>

<sup>\*</sup>Doctoral Student    <sup>\*\*</sup>School of Energy and Materials  
King Mongkut's University of Technology Thonburi  
Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

Key words and phrases: diffusion coefficient; drying kinetic equation; modeling

### ABSTRACT

*The objective of this research was to develop diffusion model of papaya glace' drying using analytical solution of the Fick's equation. Diffusion coefficient of papaya glace' drying using four methods of analysis was studied. The parameters in diffusion models were evaluated by regression analysis from the experimental data. The comparison of four diffusion models was examined. It was found that the predicted values of moisture content using Model 1 and Model 2 were close to experimental values only in the early phase of drying. Using Model 3 and Model 4, the predicted values could be improved in the entire drying period. Conclusively, Model 3, which moisture content was incorporated, was recommended for calculating drying curve of papaya glace'*

### INTRODUCTION

The mobility of moisture in drying of food materials is complicated mechanism. Generally, moisture transfer mechanism in food material occurs only in falling drying rate period. Therefore, the moisture migration within materials is only governed by diffusion. Literatures on moisture diffusion of food materials have been investigated by several authors. For example, Lopez et al. [1] developed diffusion model for drying of hazelnut. Usually, the dependence of the diffusion coefficient on the drying air temperature is described by an Arrhenius-type equation. The diffusion within food materials has been described by Fick's second law and it has several forms. The form used in this research work is diffusion into a box shape in Cartesian coordinates. It states that the mobility of moisture is proportional to the moisture concentration gradient within materials. It can be written as:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial X} \left( D \frac{\partial M}{\partial X} \right) + \frac{\partial}{\partial Y} \left( D \frac{\partial M}{\partial Y} \right) + \frac{\partial}{\partial Z} \left( D \frac{\partial M}{\partial Z} \right) \quad (1)$$

In solving the above equation, the assumptions are made as follows: the shape of materials is not shrinkage, the food materials have uniform moisture distribution at the start, and the moisture content at its surface reaches the

equilibrium when exposes to hot drying air. These assumptions lead to the following initial and boundary conditions:

$$M(x, y, z, 0) = M_{in},$$

$$\text{when } t > 0, \quad M(x, y, 0, t) = M(x, 0, z, t) = M(0, y, z, t) = M_{eq},$$

$$\text{and} \quad M(x, y, l, t) = M(x, l, z, t) = M(l, y, z, t) = M_{eq}$$

In the Equation 1, diffusion coefficient (D) is a variable depending on the moisture content of product. It is usually assumed that D is constant. Consequently, the analytical solution is expressed by the following relationship:

$$MR = \frac{M - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} = \left[ \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \left[ \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\{-(2n+1)^2 D \pi^2 t / l^2\} \right] \right] \quad (2)$$

Where,  $M_{eq}$  is the equilibrium moisture content using the B.E.T. equation [2] whose parameters were evaluated by Achariyaviriya and Soponronnarit [3]. In addition, if D is a linear function of the moisture content of food materials, the approximate analytical solution of Equation 1, Crank [4], under initial and boundary conditions is given by Equation 3.

$$MR = \left[ \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \left[ \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\{-(2n+1)^2 D_0 \pi^2 t / l^2\} \right] - \frac{128\lambda}{\pi^2} \frac{\exp(-D_0 \pi^2 t / l^2) - \exp(-2D_0 \pi^2 t / l^2)}{3\pi^2 + 16\lambda - 16\lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l^2)} \right] \quad (3)$$

The aim of this study is to develop diffusion model of papaya glace' drying which is used to describe drying in the falling rate period. In this work, four models are developed by fitting experimental data to the Fick's diffusion models. Comparison of the diffusion coefficient in each model is also observed.

## MATERIALS AND METHODS

### Experimental Procedure

Samples of papaya glace' obtained from the Royal Project Food Processing were cut into cubes with dimension of  $15 \times 15 \times 15 \text{ mm}^3$ . Drying air temperature varied from  $45^\circ\text{C}$  to  $70^\circ\text{C}$ . A total of 27 duplicate treatments were performed at constant drying air velocity in the thin layer dryer. During each test, product temperature, drying air temperature, and ambient conditions were measured by thermocouples connected to a data logger with an accuracy of  $\pm 1^\circ\text{C}$ . Size of papaya glace' was also measured by vernier before and after drying. Water losses from product were measured by weighing the sample every hour until the product reached equilibrium moisture content. The moisture content of papaya glace' was determined by hot air oven method.

### Evaluation of Diffusion Coefficient

In this study, four different methods of analysis are applied to estimate the diffusion coefficient. The detailed models are as follows:

#### Model 1

The diffusion coefficient is determined by regression analysis from the experimental data to the drying kinetic equation (Equation 2). The dependence of the diffusion coefficient on the drying air temperature is considered as an Arrhenius type equation. It is written as:

$$D = D' \exp[-Ea/RT_{abs}], \quad (4)$$

where,  $D'$  is the Arrhenius factor,  $Ea$  is energy of activation,  $R$  is universal gas constant, and  $T_{abs}$  is absolute drying air temperature.

#### Model 2

$D_0$  and  $\lambda$  are the parameters to be estimated by fitting the same experimental data to Equation 3. Moisture ratio dependence of the diffusion coefficient is considered as a linear function. It can be written as:

$$D = D_0 (1 + \lambda MR) \quad (5)$$

Temperature dependence of the diffusion coefficient can be introduced by considering both  $D_0$  and  $\lambda$  as a polynomial function of drying air temperature.

#### Model 3

This model is similar to Model 1. The value of  $D$  is assumed to be constant on short time interval. At each time interval, the value of  $D$  is calculated by fitting the experimental data to Equation 2, thus obtaining the diffusion coefficient as a function of moisture content. The dependence of the diffusion coefficient on drying air temperature and product moisture content is described by the following equation:

$$D = (a_1 M^2 + a_2 M + a_3) \exp[-Ea/RT_{abs}] \quad (6)$$

#### Model 4

The method of analysis using Model 4 is nearly the same as that using Model 3. In addition, the volume shrinkage during drying is incorporated in this model. The size of papaya glaze'(l) is assumed to be constant on short time interval. The value of  $l$  is calculated by the following equation:

$$I = b_1 M + b_2 \quad (7)$$

where, the initial size of papaya glaze' is 0.015 m., M is moisture content (% dry basis),  $b_1$  and  $b_2$  are 0.0012 and 0.013, respectively. They are evaluated by fitting experimental data using least square method. The equation of diffusion coefficient are the same as Equation 6.

## RESULTS AND DISCUSSION

### Experimental Results

Results of all tests show that there is no constant drying rate period. The evolution of product temperature at drying air temperature of 58 °C is shown in Figure 1. It is found that product temperature approaches drying air temperature after three operating hours which the moisture content of product decreases from 107 % dry basis to 62 % dry basis.

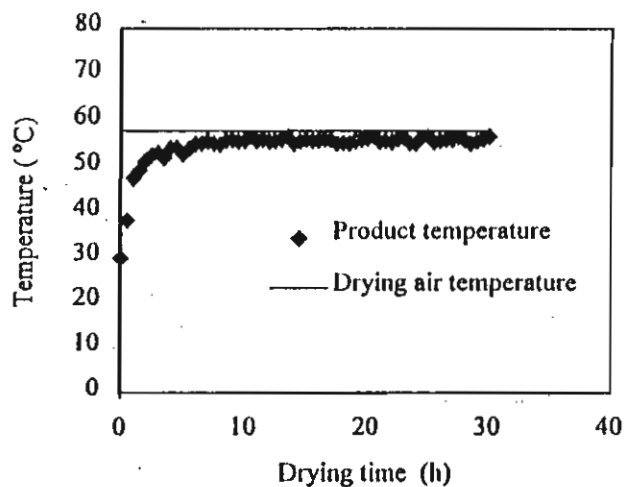


Figure 1. The evolution of product temperature at air temperature of 58 °C.

### Development of Diffusion Model

The diffusion coefficient are calculated by various methods by fitting experimental data to Equation 2 and Equation 3. Four alternative diffusion coefficient equations of papaya glaze' have been developed by fitting calculated data to Equations 4, 5, and 6. The results of calculated parameters in diffusion models are shown in Table 1.

Table 1 Diffusional Models of Papaya Glace' Drying

Model	Diffusion Coefficient Equation	Drying Kinetic Equation	MRS*
Model 1	$D=0.004135\exp[-24.75/RT_{abs}]$	Equation 2	.0022
Model 2	$D = D_0 (1 + \lambda MR)$ $D_0 = -2.55 \times 10^{-9} T^2 + 3.15 \times 10^{-7} T - 8.79 \times 10^{-6}$ $\lambda = 0.00461 T^2 - 0.538 T + 14.73$	Equation 3	.0038
Model 3	$D=(-6.86M^2+8.08M-0.36)\exp[-41.23/RT_{abs}]$	Equation 2	.0009
Model 4	$D=(-3.74M^2+4.48M-0.28)\exp[-39.49/RT_{abs}]$	Equation 2	.0009

\* MRS = Mean Residual Square =  $(MR_{pr}-MR_{ex})^2/\text{the number of observations}$

Table 1 shows that Model 3 and Model 4 present the minimal mean residual square (MRS). Figure 2 shows the comparison between predicted values and experimental values of moisture ratio. As shown in Figure 2, the predicted values using Model 3 and Model 4 are in good agreement with experimental ones. Also, the drying curve of papaya glace' in Figure 3 clearly indicates that Model 3 and Model 4 are excellent match between predicted and experimental values.

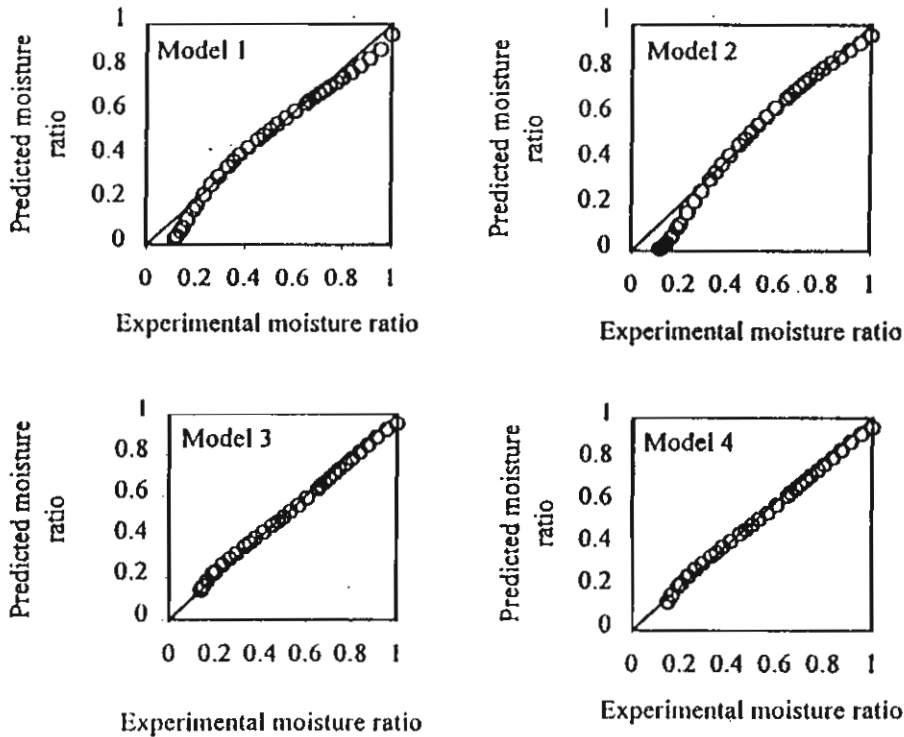


Figure 2. Comparison between predicted values and experimental values of moisture ratio using various models.

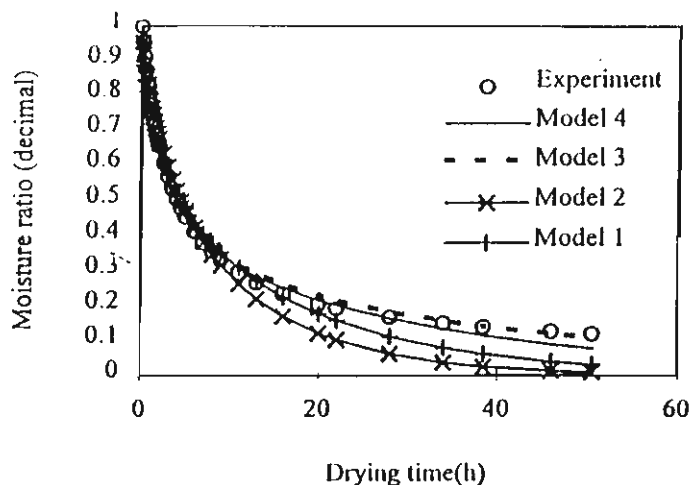


Figure 3. The evolution of moisture ratio using various models with experimental data at drying air temperature of 52 °C and size of papaya glaze' of 15x15x15 mm<sup>3</sup>

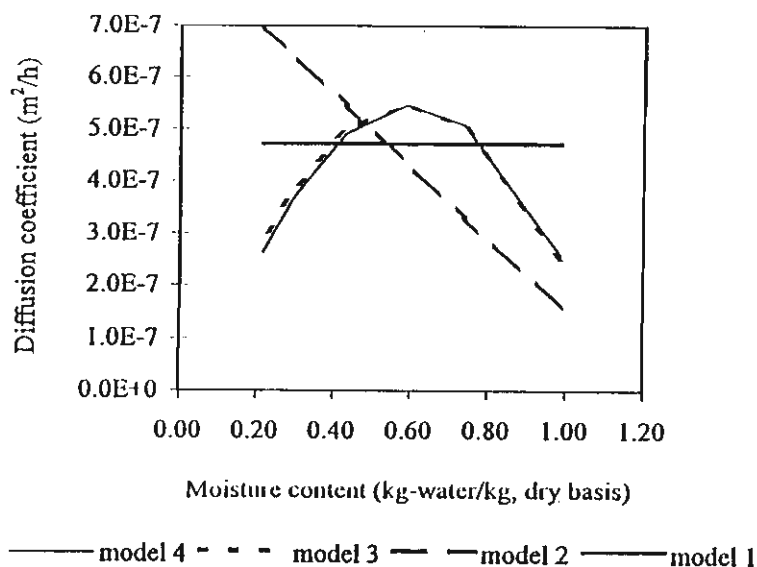


Figure 4. The diffusion coefficient calculated by various models at drying air temperature of 55 °C

Figure 4 shows diffusion coefficient in a function of moisture content in each model. The diffusion coefficient using Model 2 increases when the moisture content decreases. Using Model 3, the diffusion coefficient increases when the moisture content decreases until the moisture content reduces to 60 % dry basis, and then it decreases with the moisture content. At the beginning of the drying process, the values of  $D$  increase due to the increase of product temperature (see Figure 1). The

subsequent decrease of  $D$  is due to the decrease of moisture content. This behavior has been reported by several authors ( [5], [6], [7] ). The values of  $D$  using Model 4 are nearly the same as that from the values using Model 3 since the size of papaya glace' shrinks less than 10 % during drying.

## CONCLUSIONS

Four alternative diffusion models of papaya glace' drying have been developed by using analytical solutions of the Fick's equation. The predicted values of moisture ratio using Model 1 and Model 2 are close to experimental values only in the early phases of drying. Using Model 3 and Model 4, the predicted values can be improved in the entire drying period. Occasionally, it cannot be concluded that the effect of shrinkage embracing in the model can improve the predicted values because papaya glace' shrinks a little bit during drying.

## NOTATION

$D$	diffusion coefficient	( $\text{m}^2/\text{h}$ )
$E_a$	energy of activation	( $\text{kJ/mol}$ )
$l$	size of papaya glace'	( $\text{m}$ )
$M$	moisture content	( % or decimal, dry basis )
$MR$	moisture ratio	( decimal )
$MRS$	mean residual square	( decimal )
$R$	universal gas constant	( $\text{kJ/mol-K}$ )
$T$	temperature	( $^{\circ}\text{C}$ or $\text{K}$ )

## Subscripts

abs	absolute
eq	equilibrium
ex	experimental value
in	initial
pr	predicted value

## ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support:-

## REFERENCES

1. Lopez, A., Pique, M.T., Boatella, J., Ferran, A., Garcia, J. and Romero, A., 1998, Drying characteristic of the hazelnut, Drying Tech., Vol. 16, p. 627-649.

2. Brunauer, S., Emmette, P.H. and Teller, E., 1938, Adsorption of gases in multimolecular layers, *J. Am. Chem. Soc.* 60, p. 309-319.
3. Achariyaviriya, S. and Soponronnarit, S., 1990, The study of parameters for analysis of papaya glaze' drying, *Kasetsart Journal (Sci.)*, vol. 24, p.196-207.
4. Crank, J.,1975, *The mathematics of diffusion*, Oxford University Press, U.K.
5. Raghavan, G.S.V., Tulasidas, T.N., Sablani, S.S. and Ramaswamy, H.S., 1995, A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity, *Drying Tech.*, Vol. 13, p. 1477-1488.
6. Zogzas, N.P. and Maroulis, Z.B., 1996, Effective moisture diffusivity estimation from drying data, *Drying Tech.*, Vol. 14, p. 1543-1573.
7. Azzouz, S., Jomaa, W. and Belghith, A.,1998, Drying kinetic equation of single layer of grapes, *Drying '98*, vol. B, p. 988-997.

## **DRYING OF HIGH MOISTURE PADDY BY TWO-DIMENSIONAL SPOUTED BED TECHNIQUE**

**Somboon Wetchacama, Somchart Saponronnarit, Thanit Swasdisevi, Jinda**

**Panich-ing-orn and Suchart Suthicharoenpanich**

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Tungkaru, Bangkok 10140, Thailand

*Keywords: Dehydration, grain, spouting*

### **ABSTRACT**

*The objectives of this research were to design and construct a two-dimensional spouted bed dryer; to study paddy drying with variable parameters which affected drying rate, quality of paddy after drying and specific energy consumption; and to develop an empirical equation describing drying kinetics. Experimental drying conditions were as follows: initial paddy moisture content of 30-45 % dry-basis, drying air temperatures of 130, 140 and 150 °C, hold-up of 20, 25 and 30 kg. Experimental results showed that minimum spouting velocity of drying air at the inlet of drying chamber was 15.4-16.4 m/s. The cross section area of the draft plate channel was twice of that of the drying chamber inlet. The parameters affecting drying rate and specific energy consumption were drying air temperature and specific air flow rate or hold-up, and those affecting head rice yield were initial and final moisture contents of paddy and drying air temperature. Entrance height directly affected energy consumption of fan. The suitable entrance height was 10 cm as it resulted in minimum energy consumption. The first order polynomial equation was accurate and appropriate for predicting drying rate.*

### **INTRODUCTION**

Rice is one of agricultural products which is heat sensitive especially during drying. Spouted bed drying is one among techniques which may overcome this problem. Viswanathan *et al.* [1] studied drying of paddy, wheat, corn and peas by batch and continuous spouted bed techniques. Various variables affecting drying rate, *i.e.* feed moisture content, drying air temperature, bed mass hold-up, superficial drying air velocity and bed diameter were taken into consideration. The linear empirical equation was presented for predicting average drying rate. Kalwar *et al.* [2] studied drying of soybean, corn and wheat by using a two-dimensional spouted bed with draft plates dryer. The experimental conditions were as follows: the slant angle of base plate was 60°, drying air temperatures were varied at 50, 70 and 90 °C, inlet drying air velocities for drying wheat, corn and soybean were 10.7-16.7 m/s,

19.1–21.5 m/s and 19.1 m/s, respectively. It was found that drying rate related with the grain circulation rate. Drying air temperature at the draft outlet varied when slant angle was changed. In case of low slant angle, e.g. 30°, it would have the dead zone of material at the bottom of bed. Kalwar [3] studied grain drying, scale-up and potential evaluation of two-dimensional spouted bed dryer (TDSB). The experiment was carried out with a pilot scale unit. The width, length and height were 0.50 m, 0.04 m and 1.50 m, respectively. Slant angle and slot width could be varied. The experimental conditions in this study were as follows: the ratios of bed width per slot width were 5, 10 and 15, slant angles 0°, 30° and 60° and bed heights 0.4, 0.8, 1.2 and 1.6 m. The tested materials were corn, wheat and soybean. It was found that: 1) Slot width, slant angle, grain type and bed height had great influence on static vertical pressure; 2) Pressure drop and minimum velocity for spouting and average cycle time of material depended on draft plate channel, slant angle, bed length, drying air and material properties and physical characteristic of spouted bed; 3) The parameters affected drying rate were drying air temperature, initial temperature of material, bed hold-up, initial moisture content of material, average cycle time of material, relative moisture content at equilibrium and shape of spouted bed; and 4) The drying rate could be described by applying the equation of Page [4].

From the literature, there was not much research work on paddy drying with spouted bed technique. Therefore, it is the objective of this paper to investigate experimentally the appropriateness of the spouted bed drying of paddy. Drying kinetics, energy consumption and paddy quality were studied.

## MATERIALS AND METHODS

In this experiment, a two-dimensional spouted bed dryer with controlled air temperature and flow rate as shown in Figure 1 was used. The inlet cross sectional area, width of spout and entrance height are  $0.04 \times 0.15 \text{ cm}^2$ , 8 cm and 10 cm, respectively. Drying air and paddy temperatures were measured by k-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy of  $\pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ . The pressure across the bed and air velocity were measured by a U-tube manometer and a hot wire anemometer with an accuracy  $\pm 4 \%$ , respectively. To find moisture content, paddy sample were taken at five minutes intervals for periods of 5–20 minutes during the experiment and dried in an air oven at temperature of  $103 \text{ }^\circ\text{C}$  for 72 hours.

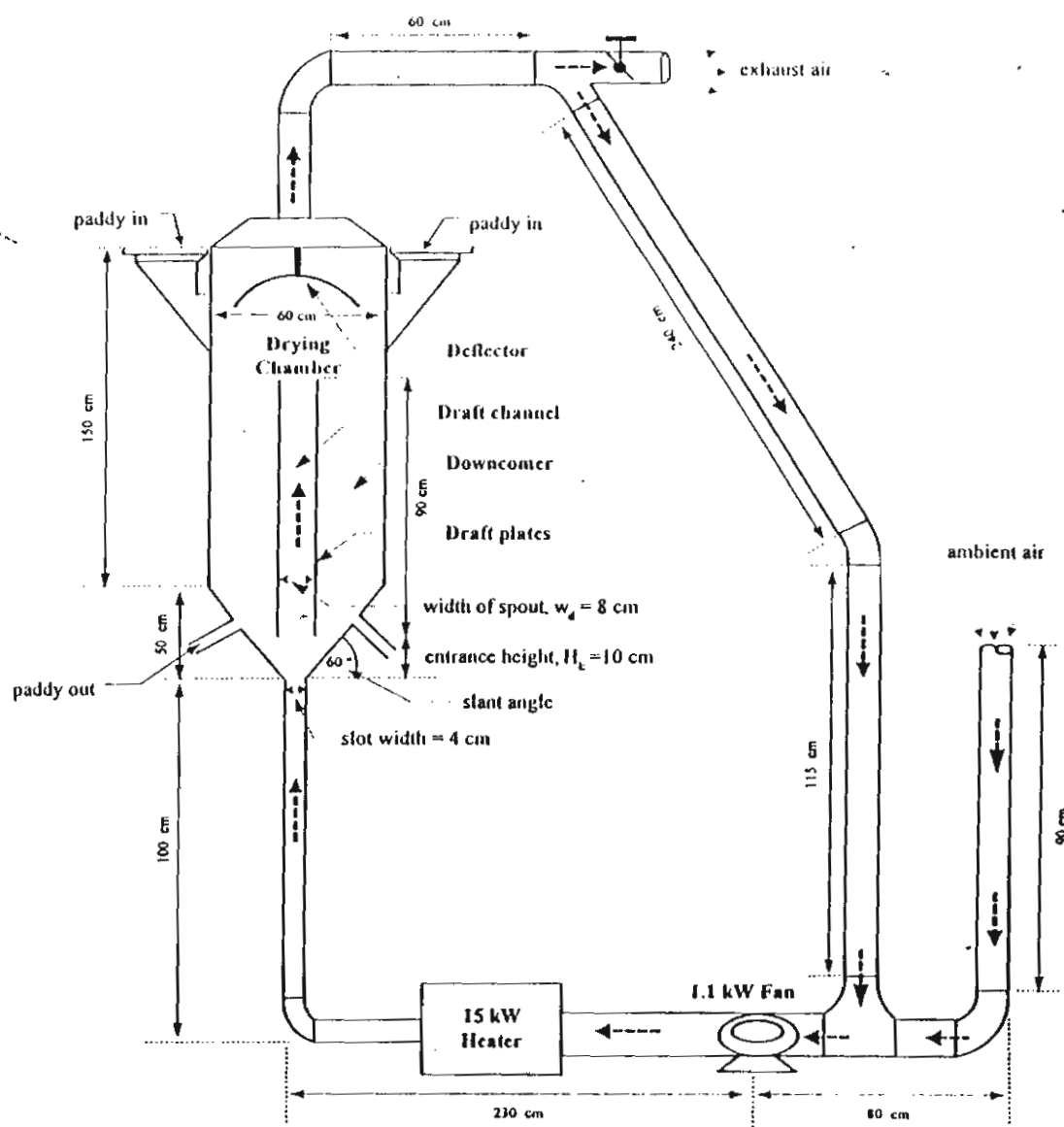


Figure 1. Diagram of the experimental two-dimensional spouted bed dryer

Moist paddy was prepared by spraying water on paddy, mixed thoroughly, kept in closed lid bin and stored in a cold room at temperature approximately 8-10 °C for 5-7 days to obtain uniform moisture distribution within the paddy kernel. Experimental drying conditions were as follows: initial moisture content of paddy of 31-45 % dry-basis, bed hold-up of 20, 25 and 30 kg, drying air temperature at drying chamber inlet of 130, 140 and 150 °C. Paddy dried by spouted bed technique was further dried with ambient air until the moisture reduced to 16 % dry-basis. Finally, head rice yield was determined according to the method of the Rice Research Institute and rice whiteness was measured by Kett meter. Both head rice yield and rice whiteness were reported in terms of relative values as follows:

$$\text{Percentage of relative head rice yield} = \frac{\text{head rice yield of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{head rice yield of paddy dried by ambient air}} \times 100$$

$$\text{Percentage of relative rice whiteness} = \frac{\text{rice whiteness of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{rice whiteness of paddy dried by ambient air}} \times 100$$

## RESULTS AND DISCUSSION

### Pressure Drop and Minimum Spouting Velocity

Before conducting the experiment, suitable width of spout was investigated. It was found that the suitable width was 8 cm. If it was less than 8 cm, the paddy would not flow well in the draft plate channel. Suitable entrance height was also studied. The suitable height was 10 cm as it resulted in minimum energy consumption of fan as well as more uniform spouting comparing with the height more than 10 cm. Figure 2 shows the relation between pressure drop and air velocity at the dryer inlet with the width of 4 cm. It was found that when drying air velocity increased, pressure across the bed also increased until it reached a maximum value. At this value, paddy started moving and separated from each other. When drying air velocity was further increased, pressure drop would decrease down to a value and remain constant. At the point which pressure became constant, the velocity of drying air at this point was called minimum spouting velocity. The pressure drop across the bed would increase with hold-up. The minimum spouting velocities in different hold-ups and moisture contents were approximately 15.4–16.4 m/s.

### The Influences of Variables on Drying Rate

The variables affected drying rate were specific air flow rate (or in terms of hold-up with fixed air flow rate) and drying air temperature. Drying rate increased as drying air temperature and specific air flow rate increased.

A linear equation was employed to describe the drying rate. It is written as follows:

$$MR = a + bt \quad (1)$$

where MR is moisture ratio, t is drying time (minute), H is hold-up (kg), and a, b are parameters obtained from curve fitting.

$$a = 1.51167 - 0.01833H - 0.003961T + 0.000143H \cdot T \quad (2)$$

$$b = 0.077656 - 0.002367H - 0.000889T - 0.000023H \cdot T \quad (3)$$

where T is drying temperature (°C). The value of average squared predicting error (ASPE) between the results from experiment and calculation was 0.00129 as shown in detail in Figure 3.

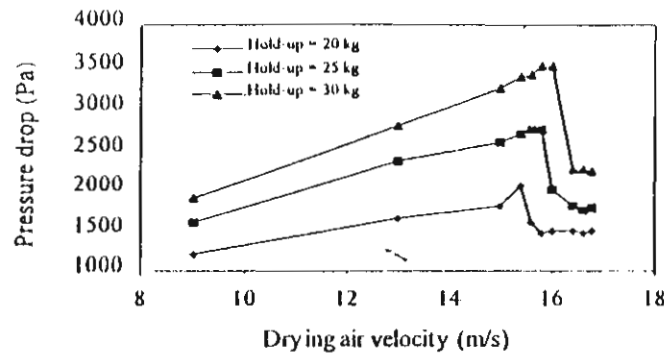


Figure 2 Relationship between pressure drop and air velocity (at the dryer inlet) at different hold-ups (initial moisture content of paddy = 31.1 % d.b.)

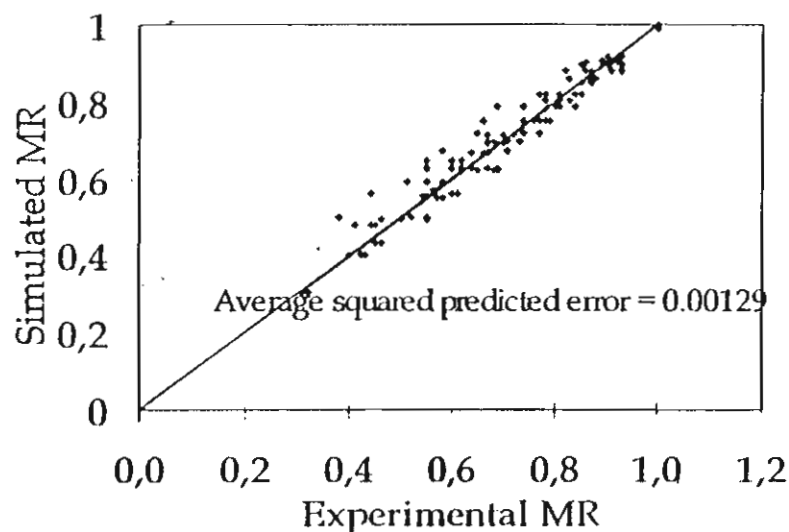


Figure 3 Comparison between simulated and experimental moisture ratios (MR) of paddy

### Paddy Quality

Figure 4 shows the relationship between percentage of relative head rice yield and final moisture content of paddy at initial moisture content 30-45 % dry-basis. It was found that head rice yield increased with initial moisture content. This might be resulted from the gelatinization in paddy kernel. Figure 5 shows the effect of drying air temperature on relative head rice yield. The drying air temperatures considered were 130, 140 and 150 °C. It was found that when drying air temperature at the drying inlet increased, percentage of relative head rice yield decreased. This was because high drying temperature caused humidity of paddy reduce rapidly that resulted in cracking and breakage in paddy kernel.

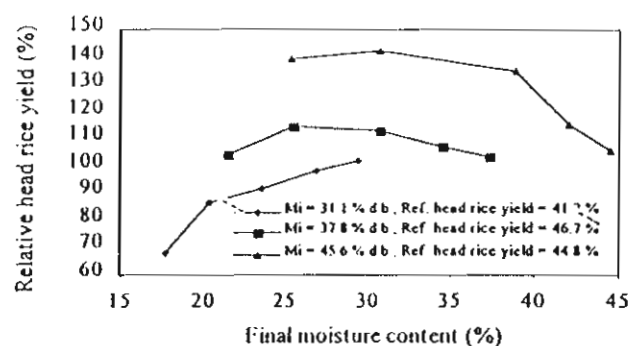


Figure 4 Relative head rice yield at different initial moisture content (Mi) (drying air temperature at the dryer inlet

150 °C, hold-up 30 kg)

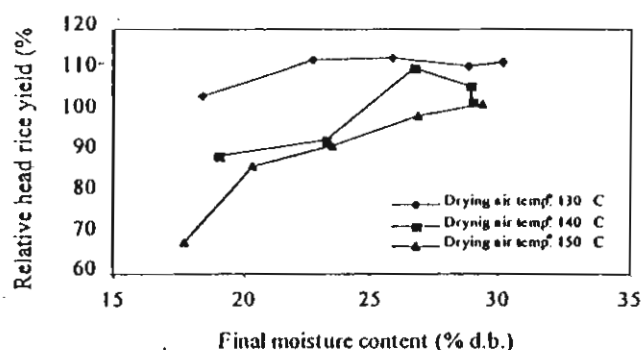


Figure 5 Relative head rice yield at different drying air temperatures at the dryer inlet (initial moisture content of paddy 31.1 %d.b., hold-up 30 kg)

Figure 6 shows the relationship between percentage of relative rice whiteness and final moisture content of paddy at initial moisture content 30-40 % dry-basis. It was found that when initial moisture content increased, percentage of relative rice whiteness decreased. Rice colour of paddy changed from white to yellow because of the reaction of rice browning, without enzyme involving. The yellowness would increase as final moisture content decreased. Figure 7 shows the change of relative rice whiteness resulted from the variation of drying air temperatures at the dryer inlet. It was found that drying air temperatures at 130, 140 and 150 °C slightly affect the percentage of relative whiteness and the values of whiteness obtained were nearly the same.

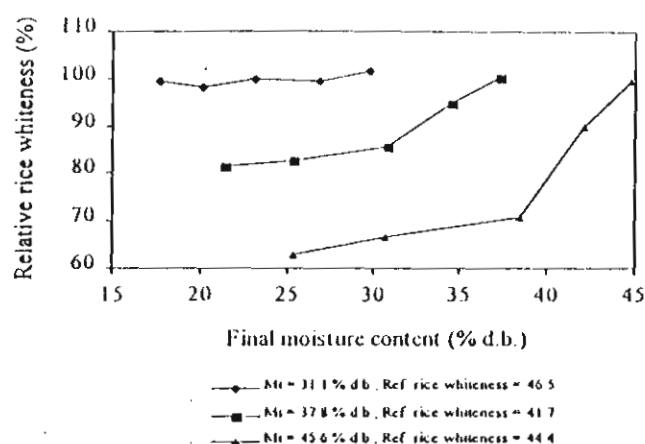


Figure 6 Relative rice whiteness at different initial moisture content (Mi) (drying air temperature at the dryer inlet 150 °C, hold-up 30 kg)

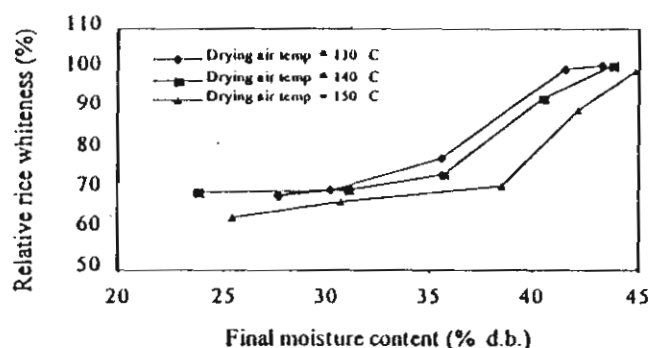


Figure 7 Relative rice whiteness at different drying air temperatures at the dryer inlet (initial moisture content of paddy 45.6 %d.b., hold-up 30 kg)

Comparing with the results of fluidized bed paddy drying [5], it was found that the qualities of paddy from both spouted bed and fluidized bed drying were nearly the same. Higher percentages of head rice yield after drying was obtained.

### Energy Consumption

The main variables influenced on specific energy consumption of fan and heater were drying air temperature at the dryer inlet and specific air flow rate. It was found that when drying air temperature increased, specific heat consumption slightly increased (from 4.35 to 5.19 MJ/kg-water evap.). When specific air flow rate increased specific heat consumption also slightly increased (from 4.64 to 5.85 MJ/kg-water evap.). The proportion of electricity for driving fan was relatively small.

## CONCLUSION

The experimental study of paddy drying with two-dimensional spouted bed technique with draft plates could be concluded as follows:

1. The minimum spouting velocity at 4 cm-wide dryer-inlet with width of spout 8 cm and entrance height 10 cm was in range of 15.4 - 16.4 m/s. The maximum pressure drop at the start of spouting state was in range of 2000 - 3600 Pa and spouting pressure drop was in range of 1400 - 2300 Pa.

2. Drying air temperature and specific air flow rate affected paddy drying rate, *i.e.* as the specific air flow rate or drying air temperature increased, drying rate increased. First order polynomial equation was appropriate for predicting paddy drying rate.

3. Percentage of head rice yield increased when initial moisture content increased. As drying air temperature increased, percentage of head rice yield decreased. Rice whiteness decreased when initial moisture content increased, while drying air temperature slightly affected to rice whiteness.

4. Specific energy consumption slightly increased when temperature and specific air flow rate increased.

## ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for their support, and Pathum Thani Rice Research Institute for helping in testing of rice quality.

## REFERENCES

1. Viswanathan, K., Lyall, M.S. and Raychaudhuri, B.C. 1986, Agricultural grains spouted bed drying. *Canadian Journal Chemical Engineering* 64. 223-232.
2. Kalwar, M.I., Kudra, T., Raghavan, G.S.V. and Mujumdar, A.S. 1991, Drying of grains in a drafted two-dimensional spouted bed, *Journal of Food Processing Engineering* 13. 321-332.
3. Kalwar, M.I. 1992, Aerodynamics and drying characteristics of grains in two - dimensional spouted beds, *Drying Technology* 10. 535-538.
4. Page, G.E. 1949, Factors influencing the maximum rate of drying shell corn in layers, Unpublished Thesis for the Degree of Master of Science. Purdue University, West Lafayette, Indiana, USA.
5. Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., and Wongpiyachon. S. 1999, Effect of drying on head rice yield using fluidization technique, *Drying Technology* 17(1&2). 345-354.

## **INDUSTRIAL SCALE HEAT PUMP FRUIT DRYING**

**Thanid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit and Thanit Swasdisevi**

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

*Keywords: Dryer, Heat pump, Papaya glaze'*

### **ABSTRACT**

*An industrial-scale prototype of heat pump dryer (HPD) was designed, constructed and tested. The drying chamber contains four trolleys with product capacity of 600-700 kg. In the experiments, papaya glaze' was dried in close system at an average temperature of 55°C, specific air flow rates of 25-32 kg dry air/h/kg dry papaya glaze' and the evaporator by-pass air of 81%. The papaya glaze' with initial moisture content of 83-86% dry basis was dried in three stages to final moisture content of 12-14% dry basis within approximately 32 hours. No significant final moisture gradient along the vertical and horizontal directions of the dryer was observed due to uniform air distribution within the drying chamber and high enough air flow rate respectively. The experimental results indicate that drying rate decreases rapidly with time, while total power consumption remains nearly constant. At high initial moisture content, the moisture removal is higher than that at low initial moisture content. The maximum average drying rate (DR) and specific moisture extraction rate (SMER) are 9.34 kg water evap./h and 0.732 kg water evap./kWh respectively. The maximum average moisture extraction rate (MER) is 8.59 kg water cond./h and the relative lowest average specific energy consumption (SEC) is about 4.92 MJ/kg water evap. The coefficient of performance of heat pump (COP<sub>hp</sub>) system varies from about 4.1 to 4.7 which is higher than (COP<sub>hp</sub>) used obtained by the internal condenser load which varies from 3.0 to 3.8. This attributes to the excess heat rejected to atmosphere through the external condenser. Operating system on partially open mode does not offer more benefits than close system. The quality of dried papaya glaze' in terms of color is acceptable due to low drying temperature. Cost evaluation showed that cost of papaya glaze' drying was 6.43 Baht/kg water evaporation of which 2.73 was energy cost, 0.55 was maintenance cost and 3.15 was fixed cost (US\$ 1 = 40 Baht). In conclusion, HPD achieves high energy efficiency, and it is feasible to be commercialized, particularly in food drying industry. Latest information shows that the HPD prototype has been sold.*

### **INTRODUCTION**

Using low drying air temperature of HPD enhances product quality by retaining texture, and reduces the incidence of color degradation. Some of the literature concerning heat pump drying was reported by Soponronnarit et al. [1] which can be summarized as follows: HPD could be operated on close or open

systems, drying temperature depended on refrigerant and it could be increased by adding electrical heat into HPD but caused COP to reduce, HPD performance could be increased by selecting suitable ratios of evaporator by-pass air, and using recuperator (Economics of using recuperator is a concern.). Prasertsan et al.[2] conducted computer simulation to study effects of drying rate and ambient condition on the operating modes of HPD in batch drying. The result was in agreement with the previous study as reported by Clements et al. [3] that SMER and MER strongly depended on the relative humidity of outlet air from the drying chamber. It was recommended to run HPD on open system during the stage of high drying rate (early stage of drying) and partially closed system during the stage of low drying rate (final stage of drying). Prasertsan and San-saby [4] studied heat pump drying of agricultural materials. From the economic analysis of HPD and conventional dryers (i.e., an electrically-heated hot air dryer, a direct-fired dryer), it was found that HPD had the lowest operating cost. HPD was operated on both partially closed and open systems. In batch wood drying, the maximum average MER and SMER were 2.854 kg/h and 0.572 kg/kWh respectively. Batch banana drying yielded the highest average MER of 2.710 kg/h and SMER of 0.540 kg/kWh.

In this study, A prototype of industrial-scale HPD was designed, constructed and tested in a food processing factory. Papaya glace' was chosen as test material.

## MATERIALS AND METHODS

A prototype of industrial-scale HPD which could be operated as a close system or a partially open system was constructed, as shown in Figures 1. In this paper, experiments were carried out on the close system according to test nos. 1, 2 and 3 only by closing dampers A and B and partially open system as test nos. 4, 5 and 6 respectively. The HPD consists of a drying chamber and a heat pump. The drying chamber is 1.0 m wide x 4.0 m long x 1.5 m high, and contains four trolleys. One trolley has 17 trays of 90 cm x 70cm. The main components of the heat pump are a 6.7 kW hermetic reciprocating compressor using R-22 as refrigerant, a 25 kW internal condenser (4 rows x 25 columns, 512 fins per meter), a 10.5 kW external condenser (2 rows x 18 columns, 512 fins per meter), a 25 kW evaporator (551 fins per meter), a thermostatic expansion valve, a forward-curved-blade centrifugal fan equipped with a motor of 5.5 kW corresponding to air volume flow rate of 2.8 m<sup>3</sup>/s at 750 kPa and two axial fans equipped with a motor of 200 W each ( for the external condenser).

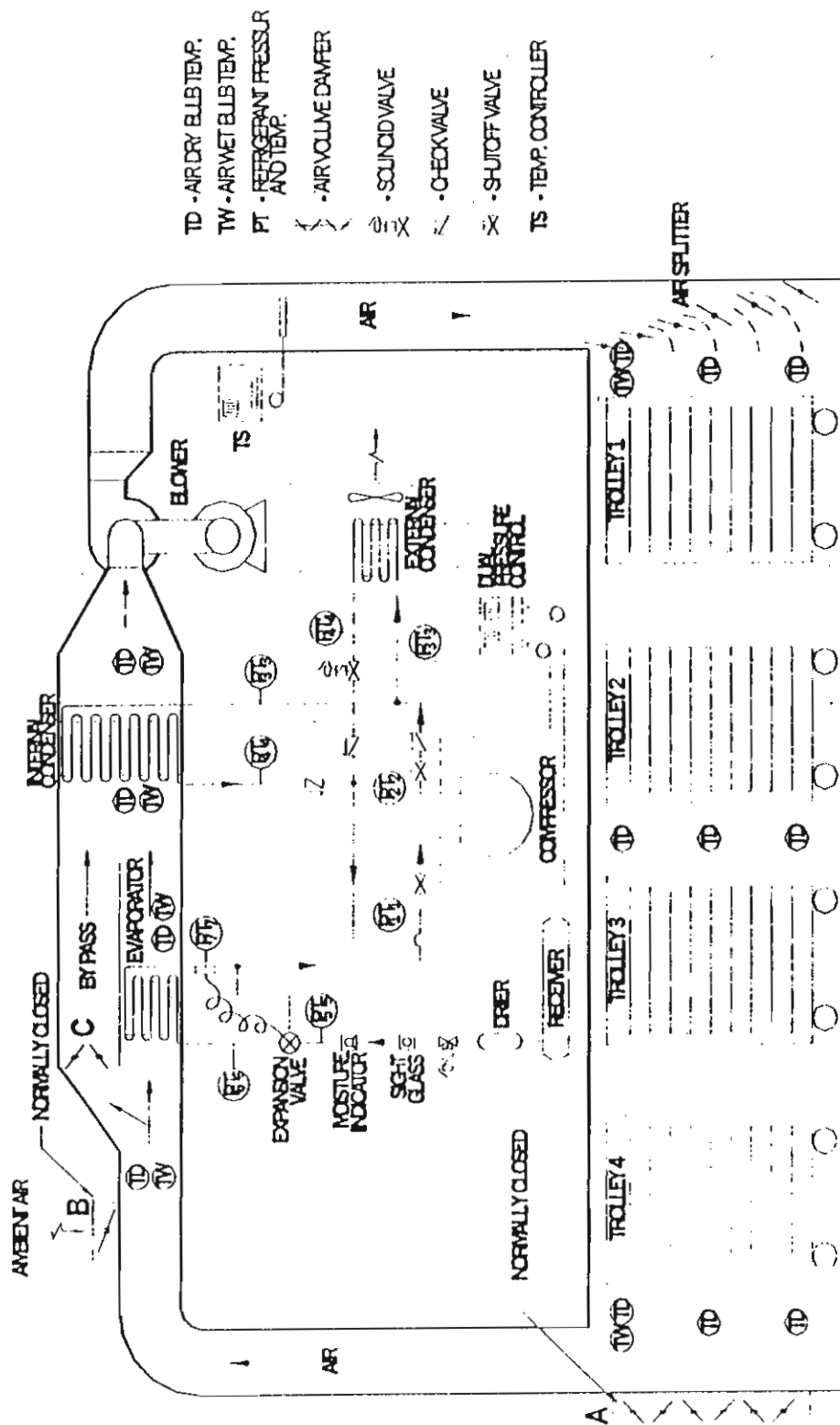


Figure 1. Schematic diagram of a heat pump dryer and locations of temperature and pressure sensors

This study was experimentally performed at the fourth Royal Project - Royal Recommended Project Food Processing Section in Buriram province. Papaya glace' was chosen as the test material to be dried. Its initial mass varied between 600-700 kg. The locations of measuring temperature and pressure for both of the air and refrigerant circuits were shown in Figure 1. For air circuit, the dry bulb and wet bulb temperatures were measured by type k thermocouples. For the refrigerant circuit, temperatures were indirectly measured by inserting type k thermocouples through small copper tubes with their close ends inserted and brazed in to the wall of refrigerant piping. The outputs of temperature sensors were recorded by a data logger with an accuracy of  $\pm 1^\circ\text{C}$ . The refrigerant pressures were measured by Bourdon-tube-type pressure gauge. The measurement points were located as shown in Figure 1. Air flow rate in the return and by-pass air ducts were measured by a hot wire anemometer. The refrigerant mass flow rate was not directly measured, but determined from the compressor input work by assuming compressor and motor efficiencies. The power consumption was measured by a kilowatt-hour meter and a clip-on-meter. The initial and final mass of papaya glace' and condensed water were determined by weighing.

Six drying experiments were carried out in batch. The drying process was divided into three stages. At the first stage, papaya glace' of about  $11.5 \times 6.5 \times 1.7 \text{ cm}^3$  with initial moisture content varied from 83 to 86% dry basis was dried, and drying time was about 19 h. At the second stage, the dried papaya glace' of the first stage was prepared into dimension of about  $1.0 \times 1.0 \times 1.0 \text{ cm}^3$ . In order to make papaya glace' be cut easily, a small amount of water should be sprayed on it during preparation process. The papaya glace' was dried to moisture content of 17-22% dry basis with approximately 9 h. In the third stage, dried papaya glace' was mixed with icing (sugar) before being dried to final moisture content between 12 and 14% dry basis with approximately 4 h. The total drying time was approximately 32 h. The temperature, pressure, mass of condensed water and power consumption were recorded every 1 h for the 1<sup>st</sup> stage and  $\frac{1}{2}$  h for the 2<sup>nd</sup> and 3<sup>rd</sup> stages. To determine the moisture content, the samples were cut into small pieces and weighed by digital balance (accuracy of 0.01g). The samples were dried in an hot air oven at temperature of  $103^\circ\text{C}$  for 72 h. All samples were taken from the middle of trays nos.1, 5, 9,13 and 17 of each trolley. Drying tests were carried out at temperature of  $53\text{-}55^\circ\text{C}$ ,  $45\text{-}50^\circ\text{C}$  for close and partially open system respectively and air flow rate of  $2.8 \text{ m}^3/\text{s}$ . The evaporator by-pass air was set between 70-85%.

The  $\text{COP}_{\text{hp}}$  was analyzed and obtained from measurements made on both the air and refrigerant circuits. In this study,  $\text{COP}_{\text{hp}}$  was classified into 1)  $\text{COP}_{\text{hp, sys}}$  obtained from the calculation regarding both internal and external condenser heat

loads, and 2)  $COP_{hp, used}$  obtained from the calculation regarding only internal condenser heat load.

## RESULTS AND DISCUSSIONS

### Close System

#### *Variations of air temperature and moisture content of papaya glace'*

The experimental results of batch papaya glace' drying are presented in Table 1. Temperature gradient along the horizontal direction of the drying chamber decreased with drying time. At the end of each drying stage, air temperature at the entrance and exit of the drying chamber was only slightly different with about 1°C. As a result, the average moisture gradient along the horizontal direction of the drying chamber was relatively small, approximately 5% dry basis during the 1<sup>st</sup> and 2<sup>nd</sup> stages and was minimum (1.4% dry basis) at the end of the 3<sup>rd</sup> stage. Average air temperature along the vertical direction of the drying chamber was not varied as indicated by tray nos. 1, 9 and 17. This was due to the proper function of the air splitter at the right corner as shown in Figure 1. As a consequence, the average moisture gradient along the vertical direction of the drying chamber was quite small, 1.2% dry basis at the end of drying.

#### *HPD performance*

The experimental results indicated that the moisture content and MER decreased rapidly with time; that meant the DR was also in the same behavior. However, it was observed that reduction of moisture content or MER was improved during the early period of the 2<sup>nd</sup> stage as compared to the final period of the 1<sup>st</sup> stage. This was according to the size reduction of papaya glace' after the 1<sup>st</sup> stage.

By comparing the results of the 2<sup>nd</sup> and 3<sup>rd</sup> stages of all experiments (Table 1), it was found that an increase in moisture from about 20% to 40% dry basis gave approximate 4 times increase in the water removal of the 2<sup>nd</sup> stage. Nevertheless, the initial mass of 2<sup>nd</sup> stage was not substantially higher than that of 3<sup>rd</sup> stage. This was simply explained that when the papaya glace' had high moisture content, the surface was nearly saturated with water which consequently increased the moisture diffusion rate. But when the moisture content reduced to relatively low, the moisture diffusion from the inner part to the outer surface became more difficult, and resulted in ineffective drying and low SMER, while SEC increased.

Table 1. Experimental results of papaya 'glace' drying (Close system: Test nos. 1,2,3 ; Partial open system : Test nos. 4,5,6)

Description	Test No. 1			Test No. 2			Test No. 3			Test No. 4			Test No. 5			Test No. 6		
	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3
Ambient conditions																		
Average temperature (°C)	28.4	28.5	28.2	28.6	28	28.3	29.7	27.5	34.7	30.9	25.8	31.5	25.5	25.5	31.5	27.4	25.0	25.0
Average relative humidity (%)	72.0	72.0	73.0	76.0	74.0	75.0	67.0	77.0	46.0	61.0	78.0	65.0	82.0	82.0	65.0	77.0	82.0	82.0
Condition of papaya 'glace'																		
Average moisture before drying (% d.b.)	83.5	44.1	22.2	86.3	42.4	19.5	87	40.9	16.9	94.4	79.4	26.4	56.5	56.5	26.4	82.4	53.0	53.0
Average moisture after drying (% d.b.)	37.4	22.3	14.2	31.6	19.5	14.7	33.6	16.9	12.0	33.8	43.2	21.0	26.4	26.4	21.0	35.9	23.8	23.8
Initial weight (kg)	711.5	515.2	439.7	602.5	587.9	495.3	670.2	505.7	420.7	643.9	629.4	512	634.7	634.7	512	678.6	684.8	684.8
Final weight (kg)	532.5	437.2	410.7	425.6	493.3	475.5	479.6	419.7	403.0	443.1	502.2	440.8	512.6	512.6	440.8	505.7	554.3	554.3
Moisture removed (kg)	179.0	78.0	29.0	176.9	94.6	19.8	190.6	86.0	17.7	200.8	127.2	21.8	122.1	122.1	21.8	172.9	130.1	130.1
Drying air conditions																		
Average temperature (°C)	51.5	50.6	53.0	51.7	50.1	53.0	53.0	52.0	55.0	51.2	43.8	50.7	45.3	45.3	50.7	47.6	-	-
Specific air flow rate (kg dry air / h - kg dry papaya 'glace')	27.0	31.6	30.7	32.3	25.3	25.2	29.1	29.1	29.1	32.2	31.5	27.5	26.0	26.0	27.5	30.2	25.1	25.1
Evaporator by - pass air (%)	81.0	82.0	85.9	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	78.0	84.6	80.7	87.5	87.5	80.7	70.2	70.2	70.2
Fraction of recycled air (%)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	89.0	82.0	88.6	92.1	92.1	88.6	86.5	86.5	86.5
Drying time (h)	19.5	8.5	9.5	19.0	12.0	3.0	19.0	8.0	4.5	19.0	19.0	5.0	11.0	11.0	5.0	18	11.0	11.0
Performance of heat pump																		
Drying rate <sub>avg</sub> (kg water evap. / h)	9.2	9.2	3.1	9.3	7.9	6.6	10.0	10.8	3.9	10.6	6.7	4.36	11.1	11.1	4.36	9.6	11.8	11.8
MER <sub>avg</sub> (kg water cond. / h)	7.4	9.9	4	8.7	9.3	4.7	8.6	9.4	4.2	8.7	10.2	8.45	11.5	11.5	8.45	10.5	-	-
SMER <sub>avg</sub> (kg water evap. / kWh)	0.764	0.757	0.226	0.728	0.6180	0.495	0.781	0.860	0.305	0.823	0.548	0.752	0.872	0.872	0.752	0.765	0.943	0.943
SEC <sub>avg</sub> (MJ / kg water evap.)	9	2	5	0	5.8	0	0	0	0	4.4	6.6	10.2	4.1	4.1	10.2	4.7	3.8	3.8
(COP) <sub>hp,sys</sub>	4.5	4.4	3.3	4.2	4.1	4.1	4.6	4.4	4.7	4.7	3.7	4.4	3.3	3.3	4.4	5.4	-	-
(COP) <sub>hp,cond</sub>	3.2	3.9	1.9	3.1	3.1	2.8	3.1	3.4	3.7	4.2	2.4	2.4	2.5	2.5	2.4	4.8	-	-

<sup>a</sup>Papaya 'glace' of the 2<sup>nd</sup> and 3<sup>rd</sup> stages were not the same batch of that 1<sup>st</sup> stage  
<sup>b</sup>Including approx. 130 kg of papayas 'glace' dried with an existing conventional hot air dryer

Moreover, it should be noted that SMER defining as the ratio of water evaporated and power consumption were directly proportional to the water removal rate because the power consumption remained nearly constant. By averaging numerical results of all experiments, the HPD achieved a maximum average DR and SMER of 9.34 kg water evap./h and 0.732 kg water evap./kWh, respectively. The average maximum MER was 8.59 kg water cond./h. MER and DR were slightly different due to air leakage through the system. In these experiments, the initial moisture content, initial mass and dimension of papaya glaze were not much different and hence resulted in less difference of SEC and drying time compared to the same stage of each test. SEC of test no.3 was 4.92 MJ/kg water evap. and was considerably lowest compared to others.

Analyzing data from the air circuit showed that  $(COP_{hp})_{sys}$  was in the range of 4.1 to 4.7 and  $(COP_{lp})_{used}$  obtained by internal condenser varied from 3.0 to 3.8. It was obvious that  $(COP_{hp})_{sys}$  was higher than  $(COP)_{used}$ . This was because in order to control temperature inside the drying chamber within a certain limit, substantial amount of heat corresponding to compressor and fan work inputs had to be rejected across the external condenser. By using low air temperature, the quality of papaya glaze in terms of color was found to be well acceptable. The color was light reddish-orange (code 34-C from R.I.I.S. color chart).

### Partially Open System

The experimental results are summarized in Table 1. During test nos. 5 and 6, it rained whole day, thus ambient air was cool and humid. It is obvious that ambient air conditions played an important role on HPD performance even small amount of ambient air was induced to the system such as the 1<sup>st</sup> stage of test no. 5 which drying temperature could not be raised higher than 45°C. This resulted in less drying potential and SMER as compared to the 1<sup>st</sup> stage of test nos. 4 and 6. The best results in terms of drying capacity and energy effectiveness done by partially open system were close to that of close system (as compared test nos. 4 and 6 to test nos. 1, 2 and 3). Therefore, to achieve a satisfactory performance, the system can not operate by sustaining a certain amount of ambient air at all time but it has to be varied according to variable ambient air conditions.

### Cost Evaluation

Conditions for cost evaluation of HPD are as follows: holding capacity is 670 kg/batch, drying capacity is 96 batches/year, dried papaya glaze capacity is 34,540 kg/year, average drying time is 31.5 h/batch, cost of HPD construction and cost of stainless steel trolleys and trays are 216,340 and 95,400 Baht respectively (US\$ 1=40 Baht), life time was 5 years, salvage value is 24.5 % of system first cost

(assuming that trolleys and trays can be further used), maintenance cost per year is 5% of system first cost, evaporation water ability is 267 kg water evap./batch, electricity cost is 2.0 Baht/kWh, electricity use rate is 12.76 kWh/h and interested rate was 18%/year. Other operating costs are neglected in this study. The results of evaluation are as follows.

Total annual cost 181,785 Baht/year or 6.43 Baht/kg water evap. of which 2.73 is energy cost, 0.55 is maintenance cost and 3.15 is fixed cost.

## CONCLUSION

1. Moisture gradient parallel and perpendicular to the direction of air flow approached to 1.4% and 1.2% dry basis at the final stage respectively. Water removal was very fast at early stage and reduced thereafter when the moisture content were relatively low, similarly to that of MER behavior. Size reduction of papaya glaze' after the 1<sup>st</sup> stage enhanced DR or MER during the 2<sup>nd</sup> stage of drying. Power consumption remained nearly constant, whereas the drying process was transient. This attributed to an effort to sustain constant drying air temperature by releasing the excess heat corresponding to compressor and fan work inputs across the external condenser. Consequently,  $(COP_{hp})_{used}$  was less than  $(COP_{hp})_{sys}$ .

2. Water removal from papaya glaze' with relatively low moisture content was extremely difficult compared to that with high moisture content at the same level of initial mass. This resulted in relatively low DR and SMER. The water removal rate was directly related to SMER and SEC. The HPD achieved a maximum average DR and SMER of 9.34 kg water evap./h and 0.732 kg water evap./kWh, respectively. The maximum average MER is 8.59 kg water cond./h, and the relative lowest SEC was about 4.92 MJ/kg water evap. The  $(COP_{hp})_{sys}$  varied from about 4.1 to 4.7 and  $(COP_{hp})_{used}$  were in range of 3.0 to 3.8. By using low air temperature, it was observed that the quality of papaya glaze' was well acceptable.

3. To run system on partially open mode did not offer more benefits in comparison to close system mode. The ambient conditions had a strong influence on HPD performance. To obtain the best performance, fraction of air recycled has to be varied according to uncertain ambient air conditions. Therefore, it seems that the system is complex and not convenience to user to operate.

4. Cost evaluation showed that total cost was 6.43 Baht/kg water evaporation of which 2.73 was energy cost, 0.55 was maintenance cost and 3.15 was fixed cost. Total cost was less than two times of which previous study reported by Soponronnarit et al. [1] according to the size reduction process which yielded lower drying time and energy consumption.

## ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and Rice Engineering Supply Co. Ltd. for supplying facilities for construction of HPD. The fourth Royal Project-Royal Recommended Project Food Processing Section was also thanked for cooperation during the experiment.

## REFERENCES

1. Soponronnarit, S.; Nathakaranakule, A.; Wetchacama, S.; Swasdisevi, T.; and Rukprang, P. 1997. Fruit drying using heat pump. *RERIC International Energy Journal* 20: 39-53.
2. Prasertsan, S.; Saen-saby, P.; Ngamsritrakul, P.; and Prateepchaikul, G. 1996. Heat pump dryer part 1: simulation of the models. *International Journal of Energy Research* 20: 1067-1079.
3. Clements, S.; Jia, X.; and Jolly, P. 1993. Experimental veification of a heat pump assisted continuous dryer simulation model. *International Journal of Energy Research* 17: 19-28.
4. Prasertsan, S. ; and Saen-saby, P. 1998. Heat pump drying of agricultural materials. *Drying Technology - An International Journal* 16: 235-250.

## PROTOTYPE OF CYCLONIC RICE HUSK FURNACE

Thanit Swasdisevi<sup>1</sup>, Somchart Soponronnarit<sup>1</sup>

Viboon Thepent<sup>2</sup>, Adisak Shujinda<sup>3</sup> and Boonrueng Srisawat<sup>3</sup>

### ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a rice husk furnace for a commercial fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons/h. The furnace was cylindrical in shape with inner diameter of 1.37 m and height of 2.75 m. Rice husk was fed into the furnace with a feed rate of 110 - 136 kg/h. Air and rice husk entered to the combustion chamber in tangential direction with vortex rotation. The experimental results showed that at heights of ash on grate 30, 45, 50 and 60 cm, rice husk feed rates 110 - 136 kg/h, excess air 265 - 350 %, combustion gas temperature was approximately 523 - 710 °C. Thermal efficiency of the furnace system increasing with excess air was approximately 57 - 73 % while carbon conversion efficiency was approximately 89 - 97 %. The height of ash on grate had no effect on the system performance. The furnace has been commercialized for more than 20 units since the beginning of the year 1999.

Key words and phrases : Biomass, burner, rice hull

---

<sup>1</sup> School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand.

<sup>2</sup> Storage and Processing Section, Ministry of Agricultural and Co-operatives, Bangkok 10900.

<sup>3</sup> Former graduate student, School of Energy and Materials.

*19 ASEAN Seminar on Postharvest Tech.  
9-12 Nov 99, Ho Chi Minh City, Vietnam*

## INTRODUCTION

Singh *et al.* (1980) designed and tested a cyclonic rice husk furnace for drying one ton of paddy from moisture content of 35 % down to 14 % d.b. Efficiencies of the furnace were different at various rice husk feed rates and air flow rates. The highest efficiency was 80 % with rice husk feed rate of 20 kg/h and air flow rate of 168 m<sup>3</sup>/h. Tumambing (1984) investigated the cyclonic rice husk furnace of Padicor for paddy drying and found that combustion efficiency was 98 %. Xuan *et al.* (1995) investigated two types of husk furnace. The first one was a furnace with inclined grate and cylindrical combustion chamber. The upper part of the furnace was a heat exchanger. Inlet air entered at the lower part of inclined grate on which rice husk with a feed rate of 20-25 kg/h was burnt. The efficiency of the furnace was 70 %. The second one was a pneumatic-fed cyclonic furnace. It consisted of combustion chamber and rice husk feed system. Rice husk was fed into the combustion chamber with primary air and was burnt. Then it fell down to the lower part of the chamber. The secondary air entered at the upper part of the combustion chamber in tangent direction in order to eliminate dust from flue gas. Rice husk consumption and furnace efficiency were 10 - 12 kg/h and 75 %, respectively.

The past research showed that there were several designs of rice husk furnace, i.e. vortex or inclined grate types or direct use of flue gas or indirect use of thermal energy from combustion via heat exchanger. Acceptance of the furnace was still limited in the experimental sites. Therefore, the objectives of this research were to design, construct and test a commercial-scale prototype of cyclonic rice husk furnace for a commercial

fluidized bed paddy dryer with a capacity of 10 tons/h. The dryer has been sold in several countries for more than 3 years (Soponronnarit *et al.*, 1996).

## **MATERIALS AND METHODS**

Detail design of the rice husk furnace prototype is available in Shujinda (1997). It consisted of combustion chamber, rice husk feeding system, air feeding system, controller system and air suction blower. The combustion chamber was made of steel in cylindrical shape with inner and outer diameters of 1.37 and 1.76 m, respectively and height of 2.75 m. Materials inside the combustion chamber at the lower part from inner layer to outer layer were the following: fire brick, steel, glass fiber and covering steel. The combustion chamber was installed on I-Beam steel. There were grate with diameter of 1.37 m, thickness of 9.5 mm (583 holes/ m<sup>2</sup>, hole diameter 0.0127 m) and ash paddle with size of 50 x 50 mm, length of 1.1 m at the lower part of combustion chamber. The primary air duct was connected to the upper part of the combustion chamber in tangential direction. On the upper part of the combustion chamber, a steel cylinder with inner diameter of 0.8 m and height of 1.6 m. was installed. It was insulated with 0.06 m thick cement. The secondary air duct was connected to the cylinder in tangential direction in order to clean up flue gas. Rice husk ash was removed from the combustion chamber by the ash paddle followed by a screw conveyor installed under the combustion chamber. The tertiary air duct was connected to the bottom part of the combustion chamber in order to support complete combustion. Rice husk feeding system consisted of a rectangular in shape rice husk hopper with a screw installed at the

bottom and driven by a 0.37 kW motor, 0.152 m primary air duct for pneumatic feed of rice husk and conveying fan. The secondary air duct was 0.102 m in diameter. The tertiary air duct with diameter of 0.076 m separated from the secondary air duct and then was divided into 4 ducts with distributor at the bottom of the combustion chamber under the grate. Air suction system consisted of a 15 kW blower, duct with diameter of 0.254 m and a valve for regulating inlet fresh air into the combustion chamber.

The measuring instruments used in this experiment were as follows: data logger connected to type K thermocouple (accuracy  $\pm 1$  °C), clamp-on meter, manometer of 0 - 200 mmH<sub>2</sub>O (accuracy  $\pm 0.1$  mmH<sub>2</sub>O), Hygrometer of 0 - 100 % (accuracy of  $\pm 1$  %), balance machine of 0 - 50 kg (accuracy  $\pm 200$  g), gas combustion analyzer of O<sub>2</sub>, CO, NO<sub>2</sub> and SO<sub>2</sub> with range of 0 - 600 °C ( accuracy  $\pm 3$  °C for temperature,  $\pm 20$  ppm for CO,  $\pm 0.3$  % for O<sub>2</sub>).

To start the experiment, air flow rates in primary, secondary and tertiary air ducts were set. Sample of rice husk was taken for component analysis. Rice husk was weighted and fed into the furnace until it reached the height required. Then it was ignited by burning oil and paper. The fans number 4 and 10 were switched on for supporting the combustion. After 10 - 15 minutes, the fan number 3 and controller system of rice husk feeding and ash paddle were switched on. Control temperature was set at 325 °C. Temperature was measured every 3 minutes and flue gas was analyzed every 10 minutes. Relative humidity was measured by hygrometer. Dry bulb and wet bulb temperatures of ambient air were also measured. When the experiment finished, rice husk feeding system and the fans number 3 and 4 were switched off while the fan number 10 was still switched on in order to suck hot air from the furnace. Finally, the

fan number 10 was switched off and samples of ash were taken for component analysis.

Figure 1 shows the schematic diagram of the cyclone rice husk furnace.

The efficiency of the furnace was determined by using the equation:

$$\eta_f = \frac{m_a \cdot c_p \cdot (T_2 - T_1)}{m_f \cdot \text{HHV}} \times 100$$

where  $\eta_f$  = efficiency of the furnace, %

$m_a$  = flow rate of mixed air between fresh air and flue gas, kg/h

$c_p$  = specific heat of air, kJ/kg K

$T_1$  = ambient air temperature, K

$T_2$  = temperature of mixed air between fresh air and flue gas, K

$m_f$  = rice husk feed rate, kg/h

HHV = high heating value of rice husk, kJ/kg

The carbon conversion efficiency was calculate by the following equation:

$$\eta_c = \frac{c_h - c_a}{c_h} \times 100$$

where  $\eta_c$  = carbon conversion efficiency, %

$c_a$  = percent of carbon in ash  $\times$  ash weight, kg

$c_h$  = percent of carbon in rice husk  $\times$  husk weight, kg

## **RESULTS AND DISCUSSION**

### **1. Air distribution in tertiary air duct**

Tables 1 and 2 show the efficiencies of the furnace and carbon conversion efficiencies at various heights of ash with 4 air distributors under the grate. The results of experiments 1/97, 2/97, 3/97 and 4/97 with heights of ash 30, 45, 50 and 60 cm were as follows: the carbon conversion efficiencies were 93, 95, 96 and 97 %, respectively, and the efficiencies of the furnace were 57 - 59 %. Tables 4 and 5 show the carbon conversion efficiencies at heights of ash 30, 45, 50 and 60 cm with only 1 air distributor. The results of experiments 1/96, 2/96, 3/96 and 4/96 showed that the carbon conversion efficiencies were 88, 93, 85 and 90 %, respectively while the efficiencies of the furnace were 58 - 63 %. It can be concluded that the method of air distribution in tertiary duct did not significantly affect the carbon conversion efficiency and efficiency of the furnace.

### **2. Air flow rate in tertiary duct**

Combustion was not complete when too high air flow rate was used in tertiary duct. This was because increased air made some part of ash fixing on grate fell down. Consequently, carbon component after combustion was high which resulted in low carbon conversion efficiency, as shown in Tables 1 and 2 ( comparison between experiments no. 6/97 and 11/97).

### **3. Excess air**

The results in Table 1 showed that when excess air in combustion was 260 - 280 % (experiments no. 1/97 - 4/97), the efficiencies of the furnace was 58 - 59 % and the carbon conversion efficiencies were 93 - 97 %. When the excess air increased to be 342 - 350 % (experiment no. 5/97 - 7/97), the efficiency of the furnace increased to be 70 - 73 % and the carbon conversion efficiency increased to be 95 - 97 %. The increase of excess air was derived from decreasing of rice husk feed rate. The best condition of several experiments was as follows: height of ash on grate 50 cm, rice husk feed rate 110 kg/h, excess air in combustion 350 %, yielding in average furnace temperature 628 °C. Carbon in ash after combustion was 5.5 %. The carbon conversion efficiency was 96 % and the efficiency of furnace was 73 %. Temperature distribution in the furnace with height of ash 50 cm is shown in Figure 2.

### **4. Height of ash on grate during combustion**

The height of ash on grate during combustion did not affect the efficiency of the furnace, as shown in Table 4.

### **5. Component analysis of rice husk and ash**

Composition of substance in rice husk before combustion were as follows: carbon 39 %, hydrogen 5.4 %, oxygen 40.3 %, nitrogen 0.19 %, sulfur 0.04 %, moisture 8.10 %, ash 15.1 % and calorific value 3,566 cal/g.

Ash of each experiment was analyzed at the Department of Science Service, Ministry of Science, Technology and Environment. Results showed that the quantities

of carbon after combustion of 12 samples were as follows: 9.9, 7.5, 5.9, 4.4, 7.0, 4.9, 5.5, 13.4, 14.8, 28.7, 26.3 and 22.8 %, respectively. Carbon after combustion was high when air flow rate for supporting combustion in tertiary duct increased, as shown in Table 1. The grate hole became larger and combustible rice husk on grate fell down to the bottom of the combustion chamber when air flow rate increased.

## **6. Power consumption of rice husk furnace**

Power consumption of rice husk furnace was as follows: conveying fan of primary air 1.25 kW, conveying fan of secondary air and tertiary air 1.18 kW, suction blower 8.36 kW, motor of ash paddle 1.79 kW, motor of rice husk feeding system 0.66 kW and screw conveyor for ash unloading 0.72 kW. The total power consumption was 13.96 kW.

Electricity consumption in these experiments was compared to thermal energy production of the furnace. The results showed that electricity consumption in terms of primary energy (multiplying factor 2.6) was approximately 7 % of thermal energy production of the rice husk furnace, as shown in Table 3.

## **7. Financial analysis and commercialization**

For financial analysis, the rice husk furnace was compared to a diesel oil burner when it was used in fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons/h (Soponronnarit *et al.*[1996]). The conditions were as follows: cost of dryer and rice husk furnace 950,000 baht, dryer capacity 10,260 tons/year, initial moisture content 28.1 % dry-basis, final moisture content 22.6 % dry-basis, power consumption 37.9 kW, cost of rice husk

100 baht/ton, service life 5 years, interest rate 15 %, salvage value 10 % of initial cost. The results showed that total cost of the system was 400,274 baht/year. When the dryer was used with diesel oil burner, cost of the dryer and burner was 850,000 baht. Diesel oil consumption was 31.34 litres/h (7.50 baht/litre) and power consumption was 32.3 kW. The other conditions were the same as those of the dryer operating with the rice husk furnace. The total cost of the dryer and burner was 596,618 baht/year, 196,344 baht/year higher as compared the former case.

The cyclonic rice husk furnace has been commercialized for more than 20 units since the beginning of the year 1999. All of them were installed in private rice mills.

## CONCLUSION

1. Excess air using in combustion affected efficiency of the furnace. When excess air increased from 260 to 350 %, the efficiency of the furnace increased from 57 to 73 %.
2. Air distribution in tertiary duct did not significantly affect carbon conversion efficiency and efficiency of the furnace.
3. Height of ash on grate had no effect on the efficiency of rice husk furnace.
4. Too high air flow rate in tertiary duct did not support combustion according to quick fall down of combustible rice husk from grate which resulted in incomplete combustion.
5. Total cost of fluidized bed dryer with capacity of 10 tons operating with rice husk furnace was lower than that operating with diesel oil burner.

## **ACKNOWLEDGMENTS**

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for supporting this project. Thanks are also due to Rice Engineering Supply Co., Ltd. for supporting fabrication of prototype of rice husk furnace and the Storage and Processing Section, Department of Agriculture for providing experimental site and technical support.

## **REFERENCES**

- Shujinda, A. 1997. Rice husk furnace for fluidized bed paddy drying. Master Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok.
- Singh, R., R.C. Maherhweri, and T.P. Ojha, 1980. Development of husk fired furnace. The British Society for Research in Agricultural Engineering, India, pp. 109-120.
- Soponronnarit, S., S. Prachayawarakorn, and W. Wangi, 1996. Commercial fluidized bed paddy dryer. Proc. 10<sup>th</sup> International Drying Symposium (IDS'96), Krakow, Poland, 30 July - 2 August 1996, Vol.A, pp. 638-644.
- Tumambling, J.A., 1984. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension, pp. 197-214.
- Xuan, N.V., T. Vinh., P.T. Anh, and P. Hien, 1995. Development of rice husk furnaces for grain drying. Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia, 17-20 October 1995, Bangkok, Thailand, pp 109-120.

Table1 Efficiency of rice husk furnace(experiment in 1997)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate primary duct ( $\phi = 0.152$ m) (kg/s)	Air flow rate secondary duct ( $\phi = 0.102$ m) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ( $\phi = 0.076$ m) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient temperature (°C)	Furnace temperature (°C)	Exit • temperature (°C)	Efficiency of furnace (%)
1/97	30	135	0.627	0.400	0.178	0.048	265	34	531	304	58
2/97	45	133	0.627	0.400	0.178	0.048	270	34	530	302	58
3/97	50	136	0.625	0.398	0.178	0.048	260	35	523	304	57
4/97	60	130	0.628	0.401	0.179	0.048	280	33	554	301	59
5/97	30	110	0.628	0.401	0.179	0.048	350	33	571	299	70
6/97	45	112	0.628	0.401	0.179	0.048	342	33	568	306	70
7/97	50	110	0.626	0.400	0.178	0.048	350	34	628	310	73
8/97	50	111	0.621	0.400	0.161	0.060 **	342	34	710	311	72
9/97	50	125	0.619	0.400	0.149	0.070 **	294	34	598	301	62
10/97	30	133	0.676	0.398	0.178	0.099 **	299	35	502	297	57
11/97	45	125	0.674	0.397	0.177	0.099 **	323	36	566	297	60
12/97	50	136	0.674	0.397	0.177	0.099 **	289	36	527	295	54

• Mixed air between combustion air and ambient air

\*\* Increasing air flow rate in tertiary duct

Table 2 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace(experiment in 1997)

Experiment no.	Carbon in rice husk	Carbon in ash	Rice husk consumption	Ash	CO value	O <sub>2</sub> value	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance	Carbon conversion efficiency measured
	(%)	(%)	(kg)	(kg)	(ppm)	(%)	(%)	(%)
1/97	39	9.9	318	84	1025-1869	17.4-18.6	93	93
2/97	39	7.5	288	70	1129-1999	17.2-18.7	93	95
3/97	39	5.9	320	75	142-1732	17.4-18.4	94	96
4/97	39	4.4	254	60	1083-1982	17.0-19.1	95	97
5/97	39	7.0	259	62	1253-1946	17.9-18.9	96	95
6/97	39	4.9	253	60	1204-1832	17.4-18.4	98	97
7/97	39	5.5	237	53	200-1803	17.4-18.4	96	96
8/97	39	13.4	250	58	1200-1993	17.4-18.4	90	92
9/97	39	14.8	262	74	1232-1879	17.5-18.6	87	89
10/97	39	28.7	320	83	1230-1896	17.4-18.4	81	81
11/97	39	26.3	289	74	1235-1999	17.4-19.0	83	82
12/97	39	22.8	320	79	1260-1988	17.2-18.7	85	85

- Low values of NO<sub>2</sub> and SO<sub>2</sub> (NO<sub>2</sub> : 1-12 ppm, SO<sub>2</sub> : 1-20 ppm)

Table 3 Electricity consumption(experiment in 1997)

Experiment no.	Feed rate of rice husk (kg/h)	Electricity Consumption rate (kW)	Electricity consumption rate in terms of primary energy *	Heat production rate of rice husk furnace (kW)
1/97	135	13.96	36.30	559.68
2/97	133	13.96	36.30	551.40
3/97	136	13.96	36.30	563.83
4/97	130	13.96	36.30	538.95
5/97	110	13.96	36.30	456.04
6/97	112	13.96	36.30	464.33
7/97	110	13.96	36.30	456.04
8/97	111	13.96	36.30	460.20
9/97	125	13.96	36.30	518.23
10/97	133	13.96	36.30	551.40
11/97	125	13.96	36.30	518.23
12/97	136	13.96	36.30	563.83

\* Multiple by factor 2.6

Table 4 Efficiency of rice husk furnace at various heights of ash (experiment in 1996)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ( $\phi = 0.152$ m)	Air flow rate in secondary duct ( $\phi = 0.102$ m)	Air flow rate in tertiary duct ( $\phi = 0.051$ m)	Excess air (%)	Ambient temperature (°C)	Exit temperature (°C)	Efficiency of furnace (%)
1/96	30	127	0.626	0.400	0.178	0.048	287	34	294	62
2/96	45	133	0.626	0.400	0.178	0.048	269	34	296	59
3/96	50	126	0.628	0.401	0.179	0.048	290	33	296	63
4/96	60	143	0.631	0.402	0.180	0.049	245	32	297	58

Table 5 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace at various heights of ash (experiment in 1996)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O <sub>2</sub> value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency measured (%)
1/96	30	36.8	19.3	381	101.0	1300-1600	18	87	88
2/96	45	36.8	12.6	399	93.0	1700-1800	18	95	93
3/96	50	36.8	24.8	378	102.5	1600-1900	18	83	85
4/96	60	36.8	14.9	429	108.0	1000-1800	18	94	90

- Low values of NO<sub>2</sub> and SO<sub>2</sub> (NO<sub>2</sub> : 30-60 ppm. SO<sub>2</sub> : 3-20 ppm)

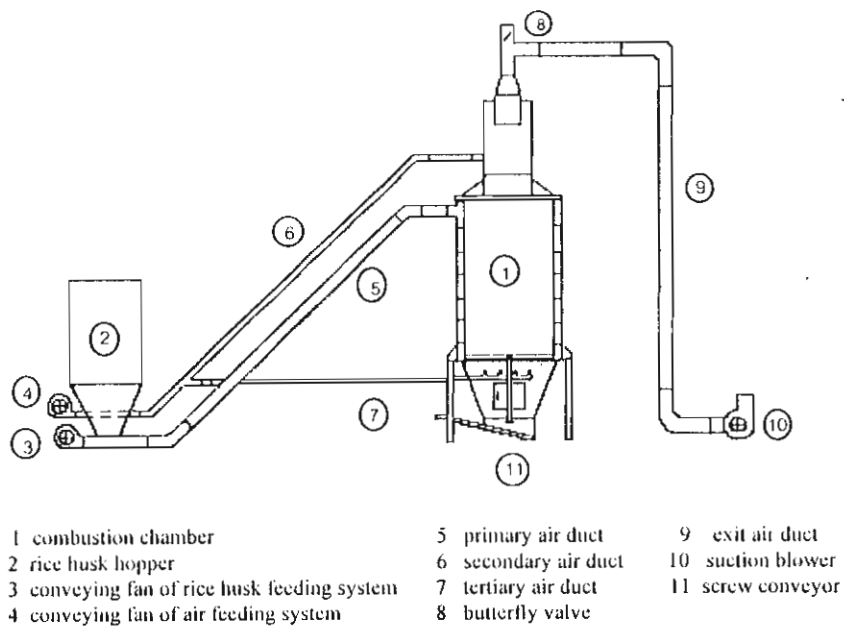


Figure 1 Schematic diagram of rice husk furnace

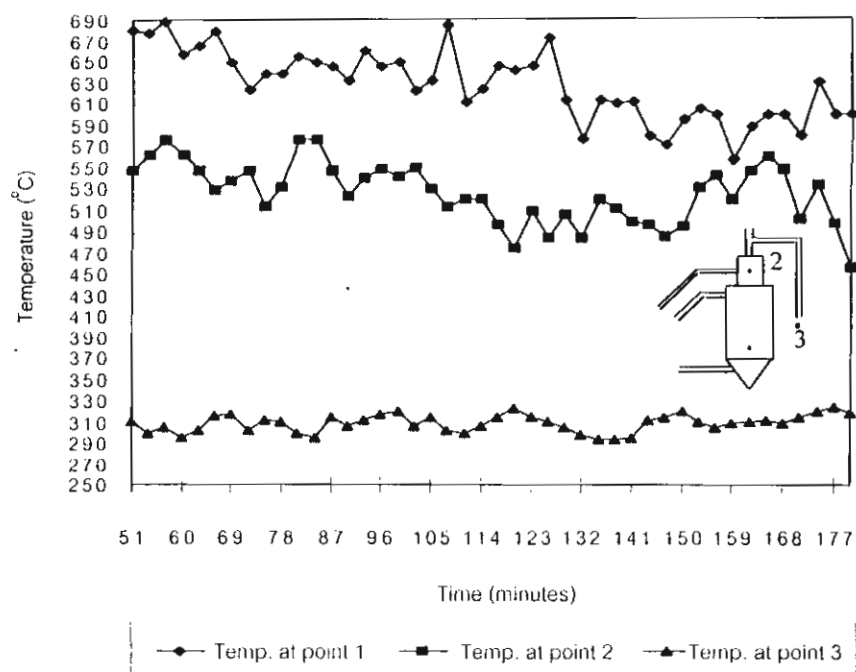


Figure 2 Relationship between temperature and time in rice husk furnace at height of ash on grate 50 cm(experiment no. 7/97).

## Evaluation of Drying System Performance in Rice Mills

Naret Meeso<sup>\*</sup>, Somchart Soponronnarit<sup>\*</sup>

and Somboon Wetchacama<sup>\*</sup>

### ABSTRACT

This work relates to the study on the suitability of paddy drying system in three rice mills with different product capacity and drying system installation. The study included drying technique, paddy quality, energy consumption and problems arose during operation. Finally, the most suitable paddy drying system was concluded. The result will be useful as guideline for improving the efficiency of paddy drying systems and minimizing the cost of drying. Important other results can be summarized as follows:

1. Fluidized bed dryer with tempering during each drying stage could reduce moisture content of paddy from 24 % to 14 % d.b. with acceptable paddy quality.
2. Partial air recirculation could reduce energy consumption in fluidized bed dryer.
3. Energy consumption of each drying system depended on initial and final moisture content of paddy, *i.e.* higher moisture content, lower energy consumption.

Key words : Dehydration, grain, performance, system

<sup>\*</sup> School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand.

19 ASEAN Seminar on Postharvest Tech  
9-12 Nov. '99, Ho Chi Minh City, Vietnam

## INTRODUCTION

At present, mechanical dryers, i.e. LSU dryer, cross flow dryer, recirculation batch dryer and fluidized bed dryer are widely used in Thai rice mills. In-store drying is becoming adopted. Soponronnarit (1995) studied the damage of moist paddy after harvesting, effecting factors and systematic approach for solving the problems. The solution included aeration of ambient air through moist paddy bulk with a low flow rate of  $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$  (paddy) to exhaust the heat liberated from respiration during the waiting period for drying. Two-stage drying was necessary in order to reduce moisture content of paddy rapidly to 23 % d.b. in the first stage by fluidized bed dryer or other types of dryer as for the reasons of quality. Then followed with slow drying in the second stage to reduce moisture content of paddy from 23 to 16 % d.b. in a shed by aeration of ambient air with the air flow rate of  $0.5\text{-}1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$  (paddy) during day time. In case of paddy storage for several months, it needs intermittent aeration of ambient air through paddy bulk 1-3 hour/week to exhaust heat liberated from paddy.

Mongkonthad (1994) reported that paddy drying by LSU grain dryer had (maximum 5%) lower head rice yield than ambient air drying and could reduce moisture content of paddy from 27 to 18 % d.b. and gained 30 tons of paddy per day. Using rice husk as fuel costs approximate 20 baht per ton of paddy. Soponronnarit *et al.* (1995) designed and tested a prototype, 0.82 tons/h capacity, fluidized bed paddy dryer for high moisture paddy. Exhausted air was partially recycled. Experimental results showed that it could reduce moisture content of paddy from 45 to 24 % d.b. with drying air temperature of  $100\text{-}150^\circ\text{C}$ , fraction of air recycled of 0.66, specific air flow rate of  $0.05 \text{ kg/s.kg-dry matter}$ , superficial

air velocity of 3.2 m/s, bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg-water evap. From the reference data of energy consumption of many rice mills, it showed that primary energy consumption ranged between 3-6 MJ/kg-water evap. based on moisture level of paddy.

Soponronnarit *et al.* (1999) investigated strategy for reducing moisture in paddy by fluidization technique, tempering and ambient air ventilation considered from total operation time and milling quality. Experimental results showed that after three processes, moisture content of paddy was reduced from 33 to 16.5 % d.b. within approximately 53 minutes. During the first process, a fluidized bed dryer was used to reduce the moisture content of paddy down to 19.5 % d.b. within 3 minutes. Then the paddy was tempered at least 30 minutes, but not more than 1 hour. Finally, it was cooled down by ambient air with air velocity of 0.15 m/s for 20 minutes. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness was acceptable. Taweerattanapanish *et al.* (1999) studied yield of paddy drying by fluidization technique with various initial and final moisture contents of paddy using high inlet air temperature (140 and 150 °C). After tempering, head rice yield increased as compared to ambient air drying. Factors effected the increasing of head rice yield was initial and final moisture contents of paddy which ranged between 30-45 % d.b. and 23-28 % d.b., respectively. Head rice yield of tempered paddy was higher than that of no-tempered one while eating quality scores of tested rice showed no difference between no-tempered paddy drying by fluidization technique and ambient air.

Each rice mill has different drying systems which may cause damage to paddy after drying, *i.e.* low paddy quality, or may cause high cost. This research, therefore, studied on drying system performance at three rice mills. The study included paddy drying method,

paddy quality, energy consumption and problems arose during operation. The results will be useful for improving the efficiency of paddy drying system and minimizing the cost of drying.

## MATERIALS AND METHODS

The paddy drying systems were studied in three different rice mills, *i.e.* Nithithanyakit, Kungleechan and Poonsinthal. Each rice mill has different paddy drying methods and systems consisting of some sub-components as follows: fluidized bed dryer, LSU dryer, cross flow dryer, cleaner, cooling bin and tempering bin. The schematic diagrams of the three drying systems are shown in Figures 1 – 4. Moisture content of paddy was reduced from at least 23 to 14 % d.b.

Drying air temperature setting depended on type of dryer and moisture content of paddy as follows: 100-150 °C for 10 tons/h capacity, fluidized bed dryer with bed depth of 15 cm and 80-100 °C for 6-40 tons volume, LSU dryer.

## RESULTS AND DISCUSSION

### 1. Moisture and paddy quality

#### 1.1 Nithithanyakit: two-stage drying system, 20 tons/h capacity (Figures 1 and 2)

##### 1.1.1 First stage included two parallel system installation.

Referred to Figure 1, the average moisture content, head rice yield and rice whiteness of paddy in a paddy pit (10.1) were 23.3 % d.b., 39.2 % and 46.8, respectively. After passing through a fluidized bed dryer (2.1) with a feed rate of 9.30 tons/h and the average drying air temperature of 145 °C, the moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 18.5 % d.b., 62 °C, 44.2 % and 45, respectively. Then the

paddy passed through a tempering and cooling bin (3.1) with 9 tons volume. The average moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 17.3 %d.b., 34 °C, 47.7 % and 44.7, respectively.

Referred to Figure 1, the average moisture content, head rice yield and whiteness of paddy in a paddy pit (10.2) were 20.6 % d.b., 36.6 % and 47.8, respectively. After passing through a fluidized bed dryer (2.2) with a feed rate of 10.5 tons/h and the average drying air temperature of 149 °C, the moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 18.4 % d.b., 65 °C, 38.8 % and 47.7, respectively. Then the paddy passed through a tempering and cooling bin (3.2) with 9 tons volume. The average moisture content, paddy temperature and head rice yield of paddy were 17.0 % d.b., 39 °C, and 41.8 %, respectively, but no change in the average rice whiteness.

*1.1.2 Second stage* (Figure 2): Paddy from the tempering and cooling bins (3.1) and (3.2) was conveyed to a paddy bulk (10.3) which had the average head rice yield of 46.3 % and the average rice whiteness of 45.3 then passed through silos (15.1) and (15.2) to reduce temperature of paddy by ambient air down to 34 °C. The average head rice yield and rice whiteness were 47.4 % and 45.8, respectively. Then the paddy passed through a LSU dryer (4) with 40 tons volume, with the average drying air temperature of 79 °C. The LSU dryer could reduce moisture content of paddy down to 14.0 % d.b., with the average paddy temperature of 46 °C, the average head rice yield of 36.4 % and average whiteness of 46.3. Then the paddy passed through silos (15.3) and (15.4) in order to reduce temperature of paddy by ambient air ventilation. The average head rice yield was 38.7 % with no change in the rice whiteness.

From the experimental results above, the average initial moisture content of paddy was 20.6-23.3 % d.b. After the first stage, the average moisture content of paddy was 17.0-

17.3 % d.b. Head rice yield and whiteness were in a good range as compared to the initial condition. After the second stage, the average moisture content of paddy was 14 % d.b. Head rice yield was not very high while the average rice whiteness was 46.3 which was good based on the initial rice whiteness.

## **1.2 Kungleechan: two-stage drying system, 6.06 tons/h capacity (Figure 3)**

*1.2.1 First stage:* The average moisture content of paddy in a paddy pit (10) was 24.4 % d.b. After passing through a cleaner, the average moisture content was reduced to 23.9 % d.b., the average head rice yield and whiteness were 46.0 % and 40.9, respectively. Then the paddy passed through a fluidized bed dryer (2.1) with a feed rate of 9.54 tons/h, the average drying air temperature of 142 °C, bed depth of 15 cm and residence time of 1.4 minutes, the dryer could reduce the moisture content of paddy down to 20.5 % d.b. with average paddy temperature of 67 °C, average head rice yield of 45.9 % and average rice whiteness of 41.8. Then passing through a tempering and cooling bin (15.2) with 18 tons volume, it could reduce moisture content of paddy down to 18.4 % d.b. with the average paddy temperature, head rice yield and rice whiteness of 43 °C, 44.4 % and 40.7, respectively.

*1.2.2 Second stage:* Paddy was further dried by a fluidized bed dryer (2.2) with a feed rate of 9.06 tons/h, the average drying air temperature of 141 °C, bed depth of 12 cm and residence time of 1.2 minutes, the dryer could reduce the moisture content of paddy down to 15.6 % d.b. with the average paddy temperature of 75 °C, average head rice yield of 43.7 % and average rice whiteness of 41.2. Then the paddy passed through a LSU dryer with 17 tons volume, which operated as tempering and cooling bin (4) instead of drying. It could reduce moisture content of paddy down to 14.2 % d.b. with the average paddy temperature of 42 °C, average head rice yield of 44.5 % and average whiteness of 40.2. Then being conveyed to the dust extraction bin where paddy temperature was reduce to 41 °C.

At Kungleechan, the average initial moisture content of paddy was about 24.4 % d.b. After two-stage drying by fluidized bed dryers, the moisture content of paddy was reduced to 14.2 % d.b. Head rice yield and rice whiteness were in a good range.

**1.3 Poonsinthalai:** two-stage drying system (Figure 4), 0.893 tons/h capacity.

*1.3.1 First stage:* The average moisture content of paddy in a paddy pit (10.1) was 28.6 % d.b. After passing through a cleaner, the moisture content of paddy was reduced to 28.2 % d.b. with the average head rice yield and whiteness of 41.0 % and 44.6, respectively. Then the paddy passed through a fluidized bed dryer (2) with a feed rate of 9.32 tons/h, the average drying air temperature of 103 °C, bed depth of 10 cm and residence time of 0.96 minute, the dryer could reduce moisture content of paddy down to 21.7 % d.b., with the average paddy temperature of 65 °C, average head rice yield of 39.6 % and average rice whiteness of 45.9.

*1.3.2 Second stage:* After passing through a fluidized bed dryer (2), the paddy was conveyed to a paddy pit (10.2) for 1 hour which could reduce paddy temperature down to 49 °C. Then paddy was ventilated with ambient air in a cross flow dryer (4.3) for 1 hour and a half which could reduce the moisture down to 21.0 % d.b. with the average paddy temperature of 33 °C, average head rice yield of 44.1 % and average rice whiteness of 44.0. Then the paddy passed through a cross flow dryer (4.3) with 7 tons volume, with average drying air temperature of 71 °C. Circulated paddy was in the cross flow dryer for 10 rounds (47 minutes/round), resulting in the reduction of moisture content of paddy down to 17.0 % d.b. with average paddy temperature of 36 °C, average head rice yield of 42.0 and average rice whiteness of 44.8. Then it was conveyed to a dust extraction bin (9.2).

At poonsinthalai, the average initial moisture content of paddy was 28.6 % d.b. The paddy was dried to 17 % d.b. with head rice yield and rice whiteness in a good range. It

should be noted that the bottleneck of the drying capacity was due to the limited capacity of the cross flow dryer.

## **2. Energy consumption**

Energy consumption for paddy drying system was thermal energy for air heating and electricity for running motor. Tables 1 and 2 showed that energy consumption increased when moisture content of paddy decreased. Air recirculation could minimized energy, *i.e.* first-stage drying of Nithithanyakit had higher energy consumption than that of Kungleechan due to no air recirculation. Too low drying air temperature caused higher energy consumption, as shown in the second-stage drying of Poonsinthal.

## **3. Other problems**

1. Rotary feeder could not work well due to stopped feed caused by high pressure in the drying chamber, except in the second-stage drying of Kungleechan which installed a large bin in front of a rotary feeder.
2. Burner could not set fixed drying air temperature due to long time using of fuel oil which could close fuel nozzle.
3. Using fuel oil as fuel could cause rust inside drying chamber.
4. Lack of knowledge for operating dryers.

## **CONCLUSIONS**

Important results can be summarized as follows:

1. Fluidized bed dryer with tempering during each drying stage could reduce moisture content of paddy from 24 % d.b. to 14 % d.b. with acceptable paddy quality.
2. Partial air recirculation could reduce energy consumption in fluidized bed dryer.

3. Energy consumption of each drying system depended on initial and final moisture contents of paddy, *i.e.* higher moisture content, lower energy consumption.

4. The main problem at each rice mill was due to rotary feed operation of fluidized bed dryer and the lack of knowledge for operating dryer.

5. The best drying system performance from the three rice mills considered from drying management, paddy quality, energy consumption and problems arose was Kungleechan, Nithithayakit and Poonsinthalai, respectively.

### **SUGGESTIONS**

Experience from this study can provide guideline for designing a high performance drying system as shown in Figure 5. Paddy with 25 % d.b. moisture content in a paddy pit (8) is conveyed by elevators (5.1) and (5.2) to a cleaner (1), a 5 ton bin (4) and a 10 tons per hour fluidized bed dryer (2.1). Moisture content of paddy is expected to reduce to 20 % d.b. Then paddy is conveyed to a 10 ton capacity tempering and cooling bin (3.1).

In the second-stage drying, paddy flows through a 10 tons per hour fluidized bed dryer (2.2) with an expected moisture content of paddy of 16 % d.b. Then it is conveyed to a 10 ton capacity tempering and cooling bin (3.2), and finally to a paddy bulk.

It is also suggested to use rice husk burner as it gives lower energy cost.

### **ACKNOWLEDGMENT**

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and the Australian Centre for International Agricultural Research for financial support, Rice Engineering Supply Co., Ltd. for supplying data and vehicles to the rice mills and finally to Nithithayakit, Kungleechan and Poonsinthalai rice mills for their helpful collaboration.

## REFERENCES

- Mongkonthad, J. 1994, Grain dryer of Agriculture Division at present rice production. Agricultural Engineering Division News. October - December: pp. 2-5 (in Thai).
- Soponronnarit, S. 1995. Strategy for managing moist paddy. The Royal Institute Journal 20 (4): 115-125 (in Thai).
- Soponronnarit, S., M. Yapha and S. Prachyawarakorn, 1995. Cross flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. Drying Technology 13(8&9): 2207-2216.
- Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi and N. Poomsa-ad, 1999. Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. Drying Technology 17(1&2): 335-344.
- Taweerattanapanich, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri and S. Wongpiyachon, 1999. Effects of drying on head rice yield using fluidization technique. Drying Technology 17 (1&2): 345-354.

Table 1 Energy consumption of the first-stage drying at the three rice mills.

Rice mills (Fuel source)	$\bar{T}$ (°C)	$\bar{M}_{in}$ (% d.b.)	$\bar{M}_{out}$ (% d.b.)	Drying rate (kg-dry matter/h)	Heat (MJ/h)	Primary energy from electricity (conversion factor = 2.6) (MJ/h)	Rate of water Evaporation (kg-water evap./h)	Specific heat consumption (MJ/kg-water evap.)	Electricity consumption in terms of specific primary energy (MJ/kg-water evap.)
Nithithayakit (Rice husk)	145	23.3	17.3	7,928	2,596.29	461.50	476	5.45	0.97
	149	20.6	17.0	8,974	2,596.29	468.89	323	8.03	1.45
Kungleechan (Diesel)	142	24.4	18.4	8,057	1,239.01	402.39	483	2.56	0.83
Poonsinthal (Crude oil)	103	28.6	21.7	7,657	1,053.75	388.44	528	2.00	0.73

Table 2 Energy consumption of the second-stage drying at the three rice mills.

Rice mills (Fuel source)	$\bar{T}$ (°C)	$\bar{M}_{in}$ (% d.b.)	$\bar{M}_{out}$ (% d.b.)	Drying rate (kg-dry matter/h)	Heat (MJ/h)	Primary energy from electricity (conversion factor = 2.6) (MJ/h)	Rate of water Evaporation (kg-water evap./h)	Specific heat consumption (MJ/kg-water evap.)	Electricity consumption in terms of specific primary energy (MJ/kg-water evap.)
Nithithayakit (Rice husk)	79	17.2	14.0	17,543	3,671.95	590.25	561	6.54	1.05
Kungleechan (Diesel)	141	18.4	14.3	5,302	1,266.94	495.92	217	5.82	2.28
Poonsinthal (Crude oil)	71	21.8	17.0	764	735.64	88.12	37	20.06	2.40

Note -  $\bar{T}$  = Average drying air temperature at each drying period.

-  $\bar{M}_{in}$  = Average inlet moisture content of paddy.

-  $\bar{M}_{out}$  = Average outlet moisture content of paddy.

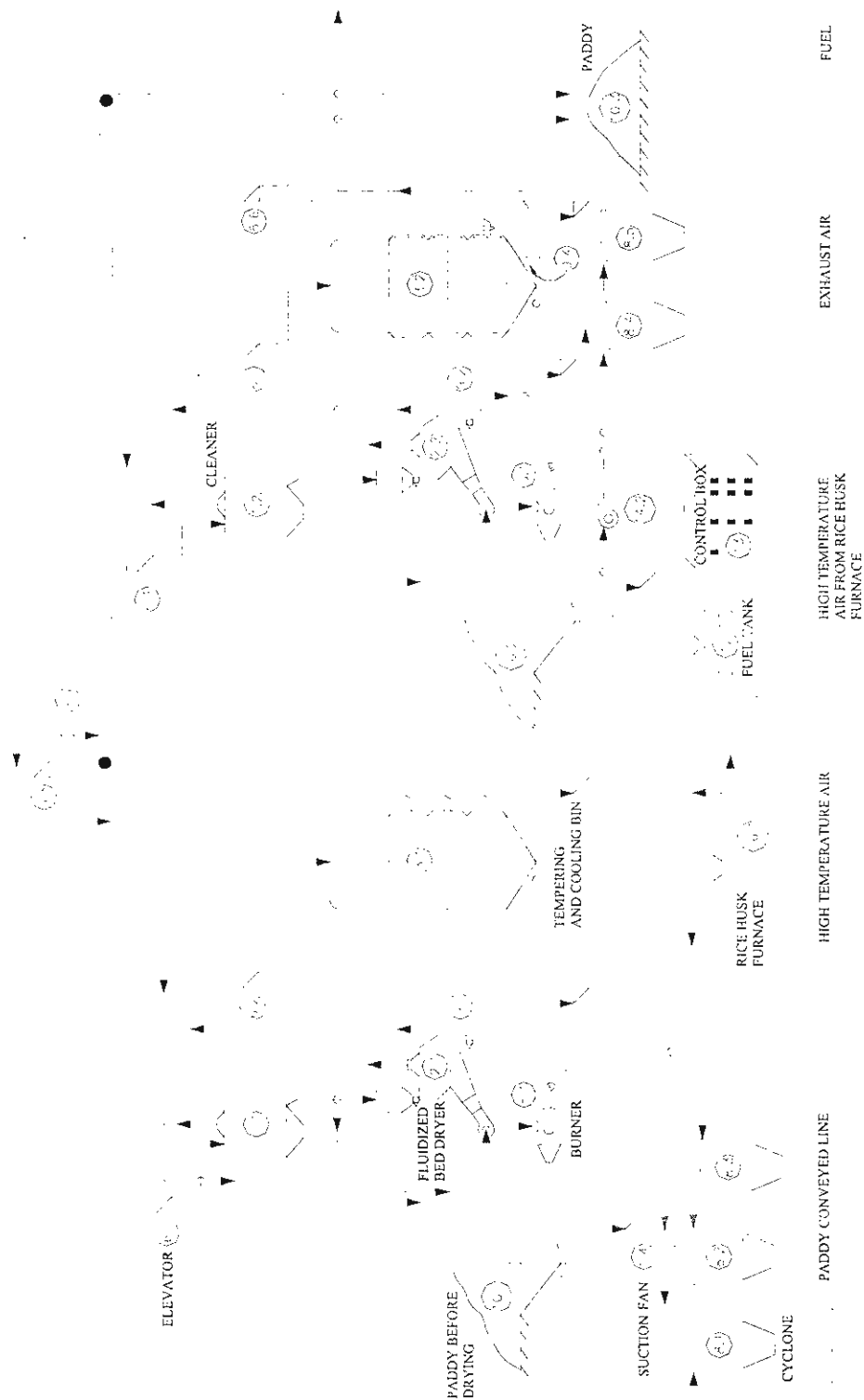


Figure 1 Drying system at Nithithanyakit rice mill, Kharuworlukburi, Kamphaengphet (First stage).

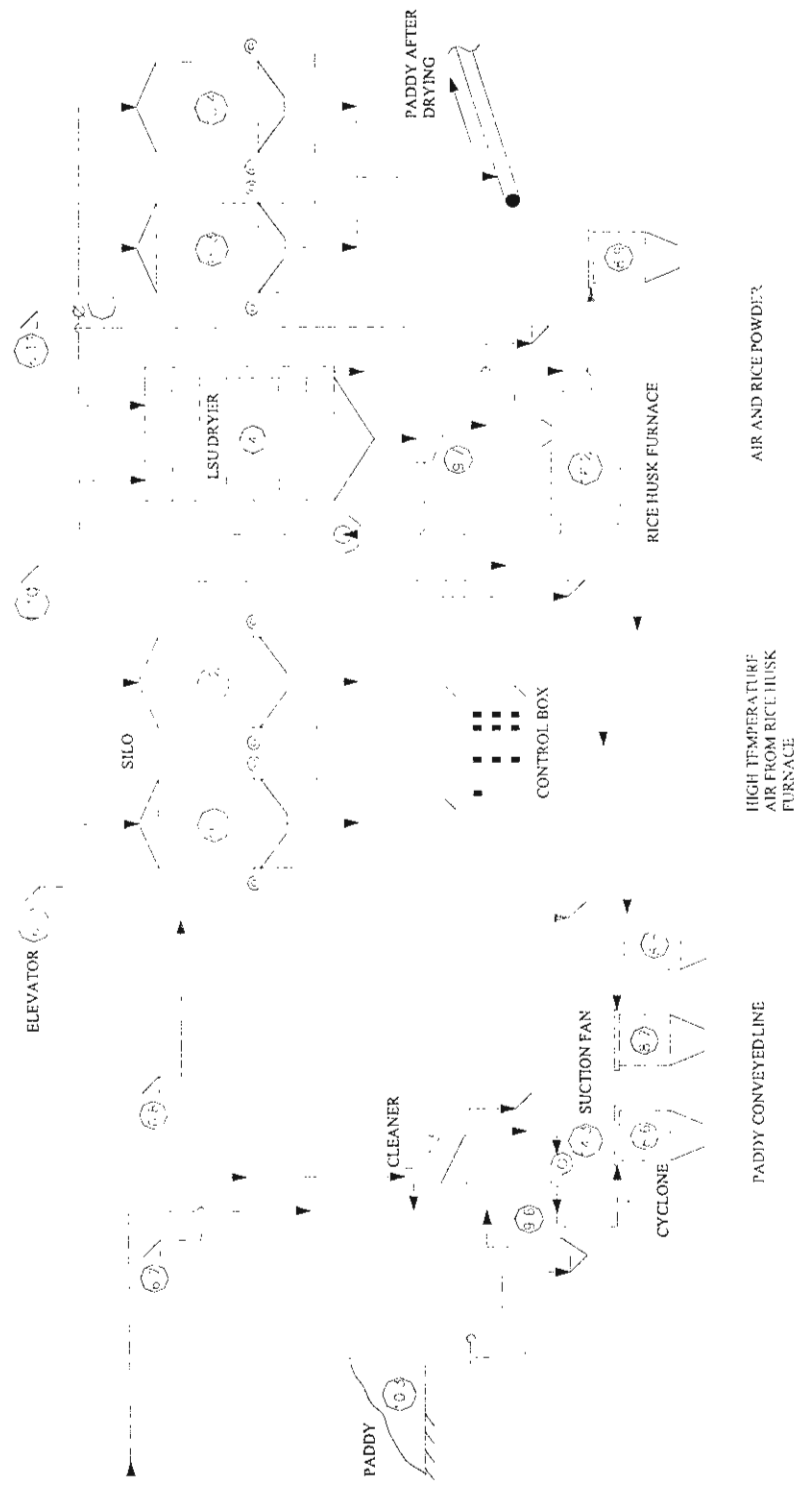


Figure 2 Drying system at Nithithanyakit rice mill, Khanuworalukburi, Kamphaengphet (Second stage).

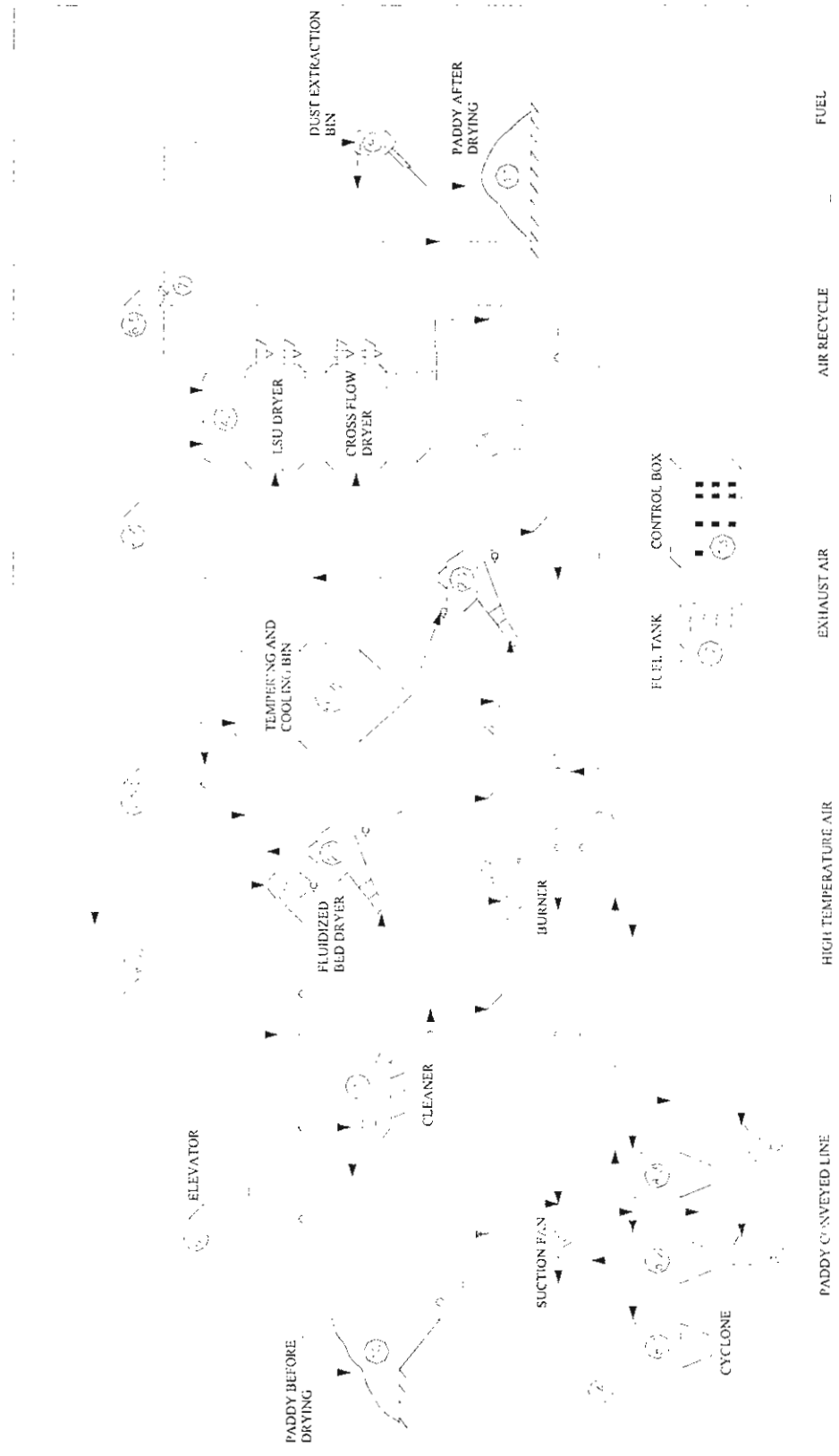


Figure 3 Drying system at Kungleechar. Lardbualuang, Ayudthaya.



Figure 4 Drying system at PoonsinThai, U-Thong, Suphanburi.

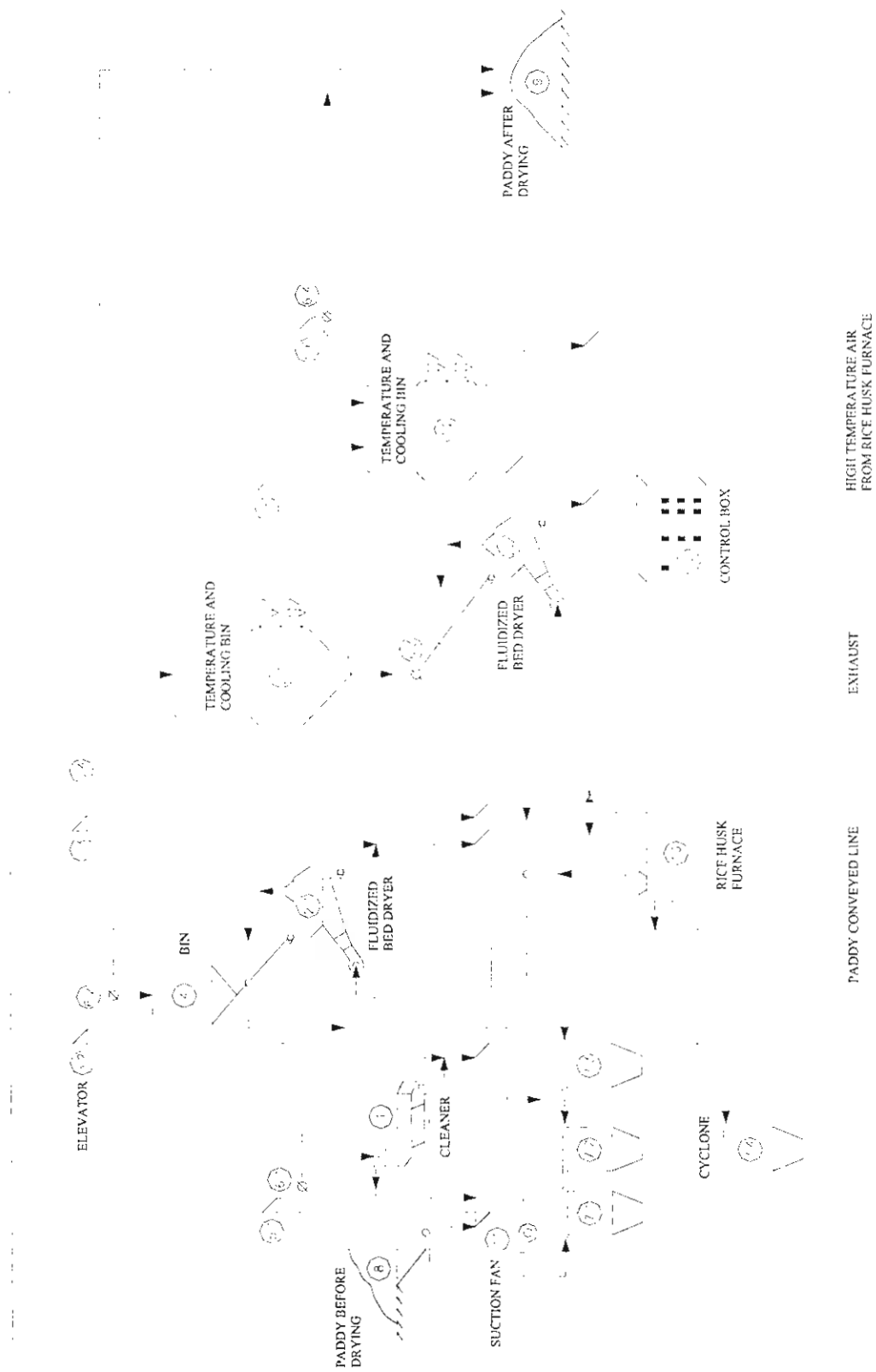


Figure 5 Proposed drying system at a rice mill.

## DESIGN, TESTING AND OPTIMIZATION OF VIBRO-FLUIDIZED BED PADDY DRYER

Somchart Soponronnarit<sup>1</sup>, Somboon Wetchacama<sup>1</sup>, Suwat Trutassanawin<sup>2</sup> and  
Wuttikon Jariyatontivait<sup>2</sup>

<sup>1</sup> School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi,  
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand, E-mail: isomarit@cc.kmutt.ac.th

<sup>2</sup> Graduate students

Keywords: Dehydration, fluidization, grain, vibration

### ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a prototype of vibro-fluidized bed paddy dryer with a capacity of 2.5-5.0 t/h and develop a mathematical model that determines optimum operating parameters. Experimental drying conditions were: air flow rate, 1.7 m<sup>3</sup>/s; bed velocity, 1.4 m/s; average drying air temperature, 125-140°C; residence time of paddy approximately 1 minute; bed height, 11.5 cm; fraction of air recycled, 0.85 and vibration of intensity, 1 (frequency, 7.3 Hz and amplitude, 5 mm). Moisture content of paddy with a feed rate of 4821 kg/h was reduced from 28 to 23% d.b.. Specific primary energy consumption (SPEC) was 6.15 MJ/kg-water evaporated. Electrical power of blower motor and vibrator motor was 55% as compared to electrical power of blower motor used in fluidized bed drying without vibration. Comparison between the experimental and simulated results showed that the mathematical model could predict fairly well. To find out optimum operating parameters, the grid search method was employed with criteria based on acceptable moisture reduction and quality and minimum energy consumption.

### INTRODUCTION

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) studied drying of high moisture content paddy using fluidization technique. The factors affected on paddy quality after drying and energy consumption were investigated. The experimental conditions were as follows: drying air temperature of 100-150°C, specific air flow rate of 0.13-0.33 kg/s/kg dry matter and initial moisture contents of paddy of 28-40% d.b. The result showed that drying rate increased with specific airflow rate and/or temperature of drying air.

Energy consumption decreased when specific airflow rate increased or fraction of air recycled increased. The suggestions to obtain good paddy quality in terms of head rice yield and rice whiteness were: drying air temperature should be lower than 115°C and moisture content of paddy after drying should not be lower than 24-25% d.b. The study and development of paddy drying using fluidization technique was continued and succeeded in 1996, a prototype of fluidized bed dryer was constructed. The commercial fluidized bed dryers with capacities of 5 and 10 t/h were constructed and had been sold since the beginning of 1996. The conditions of paddy drying were as follows: drying air temperature in range of 120-150°C, drying air velocity approximately 2.0-2.3 m/s and fraction of air recycled approximately 0.8.

Rysin (1992) studied food product drying using vibro-fluidization technique. It was found that vibration intensity ( $A\omega^2/g$ ) should be lower than 3.3. The suitable values of vibration intensity and amplitude ( $A$ ) were 1.5-2.0 and 5-10 mm, respectively. Ringer and Mujumdar (1982) designed a chart which provided to aid in the selection of the operating parameters of drying by using vibro-fluidization technique (the ratio of drying air velocity to minimum fluidization velocity and vibration intensity not more than 1.1 and 3.3, respectively.). Han et al. (1991) studied the residence time distribution and drying characteristics of a continuous pilot-plant vibro-fluidized bed dryer. Wheat particles and BYN (trade name Biyanning, a medication for rhinitis) were used as testing materials. Operating variables in the study included vibration intensity, mass flow rate of air, feed rate, inlet air temperature, and particle size. The flow of particles in the dryer was considered as plug flow. It was found that vibration intensity was the most significant factor affecting particle mean residence time and drying rate. As vibration intensity increased, mean residence time decreased and drying rate increased.

From the past research, it can be concluded that the appropriate operating conditions of paddy drying using fluidization technique to obtain good paddy quality were as follows: moisture content of paddy after drying not lower than 23% d.b., bed height of 10-15 cm, drying air temperature not higher than 150°C. For drying using vibration fluidization technique, it was recommended that vibration intensity and amplitude should be in range of 1.0-3.3 and 5-10 mm, respectively, and low frequency should be used to avoid the deterioration of vibration system.

According to the success of commercialization of fluidized bed paddy dryers in various countries and requirement to reduce electrical power of blower motor, the objectives of this research are therefore to design, construct, and test a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 2.5-5.0 t/h and develop a mathematical model that determines optimum operating parameters.

## MATERIALS AND METHODS

### *Design and experiment of prototype*

A vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 5 t/h was fabricated by Rice Engineering Supply Co., Ltd. and tested at Thanyakanwangtaphet Rice Mill, Suphanburi province, Thailand. The unit comprised of a diesel burner and combustion chamber, a backward-curved-blade centrifugal fan driven by a 7.5 kW motor, 0.6×2.1×1.2 m drying chamber and 0.6×2.1 m perforated steel sheets with 0.5 mm thickness and 1.1 cm diameter hole. The vibration systems comprised of cams, coil springs, watch springs, 1.5 kW vibrator (frequency of 7.3 Hz, vibration intensity of 1 and vertical amplitude of 5 mm), hopper, rotary feeder, rotary discharger, recycle air duct and cyclone, the details as shown in Figure 1.

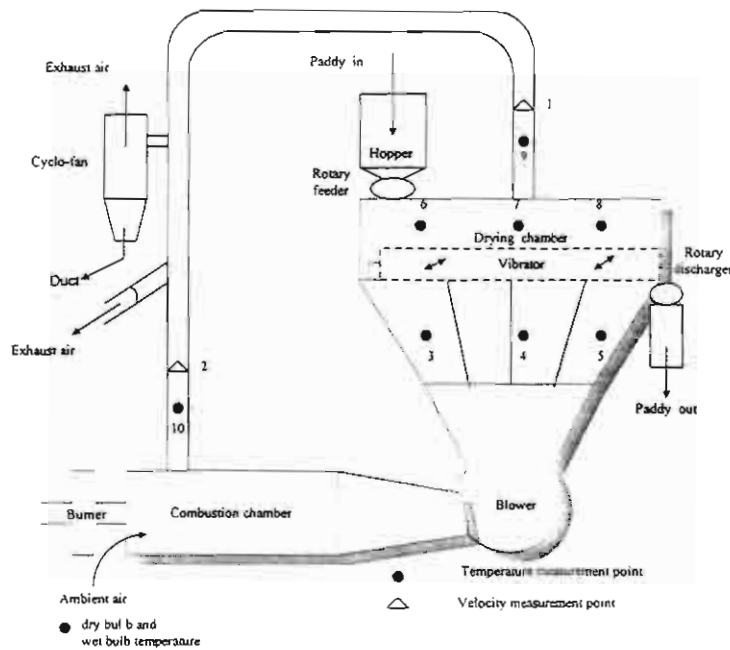


Figure 1 Diagram showing the vibro-fluidized bed paddy dryer.

During drying, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes to investigate moisture and quality. Before testing of paddy quality, paddy samples were blown with ambient air until moisture content decreased to approximately 16% d.b. The locations for temperature and air velocity measurements were shown in Figure 1. Temperatures were measured by type k thermocouple, connected to a data logger with an accuracy of  $\pm 1^\circ\text{C}$ . Air velocities were measured by a hot wire anemometer with an accuracy of  $\pm 4\%$  and electrical power was measured by a clamp-on meter with an accuracy of  $\pm 0.5\%$ .

### Optimization

Soponronnarit et al. (1996) developed a mathematical model for continuous cross-flow fluidized bed paddy drying with important assumptions that thermal equilibrium between grain and air exists and both grain flow and air flow are plug type. The model is consisted of several equations including main equations derived from the principle of energy and mass conservation and drying kinetics equation. The model was validated with the experimental results. With mechanical vibration, one more additional equation for predicting energy for vibration is required. All these mentioned equations served as the basis for the optimization. To optimize the fluidized bed paddy drying, the first step is to minimize the exit moisture content of grain that is the favorite of rice millers. The second step is to minimize the specific energy consumption (SPEC). The grid search method was selected in this study. In the first step, the objective function and constraints are written as follows:

$$\text{Minimize } y_1 = M_f (RC, H, T, \Gamma, fr) \quad (1)$$

Giving the value of fluidized bed velocity of 2.3 m/s and 1.5 m/s for fluidized bed drying and vibro-fluidized bed drying, respectively and paddy feed rate of 3.4 and 5 t/h, the solutions are feasible for the

outlet moisture content higher than 19% d.b. in order to maintain head rice yield (Soponronnarit et al., 1999) and the moisture reduction in a single drying pass higher than 4%.

$$\text{Subject to} \quad 0 \leq RC \leq 0.97 \quad (2)$$

$$0.05 \leq H \leq 0.20 \text{ m} \quad (3)$$

$$100 \leq T \leq 150^\circ\text{C} \quad (4)$$

$$1.0 \leq \Gamma \leq 2.5 \quad (5)$$

$$5 \leq fr \leq 25 \text{ Hz} \quad (6)$$

where  $M_f$  = Exit moisture content of paddy, % d.b.

RC = Fraction of air recycled

H = Bed height, m

T = Drying air temperature,  $^\circ\text{C}$

$\Gamma$  = Vibration intensity

fr = Frequency, Hz

In the second step, the objective function is as follows:

$$\text{Minimize} \quad y_2 = \text{SPEC} (RC, H, T, \Gamma, fr) \quad (7)$$

The solutions are feasible for the outlet moisture content of paddy that is in the range of 0.5% d.b. of the minimum moisture content obtained from the first step. The constraints are the same as those in equations (2)-(6).

## RESULTS AND DISCUSSION

Experimental conditions are as follows: paddy feed rate of 4.82 t/h, air flow rate of 1.7 m<sup>3</sup>/s (velocity, 1.4 m/s), fraction of air recycled of 0.85, drying air temperature in range of 125-140 $^\circ\text{C}$  and vibration intensity of 1 (frequency, 7.3 Hz and vertical amplitude, 5 mm). Experimental results are presented in Table 1.

### *Moisture content of paddy and temperature in drying chamber*

Figure 2 shows the values of temperature at various locations of dryer. In case of average inlet air temperature of 140 $^\circ\text{C}$ , average temperature and relative humidity of ambient air were 35 $^\circ\text{C}$  and 66%, respectively. It was found that average paddy temperature at drying chamber outlet was 64 $^\circ\text{C}$ . Figure 3 shows the inlet and outlet moisture contents of paddy, the average of these were 28 and 23% d.b., respectively.

Table 1 Performance of the vibro-fluidized bed paddy dryer (bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, vibration intensity = 1, fraction of air recycled = 0.85 and feed rate = 4821 kg/h).

T	M <sub>i</sub>	M <sub>o</sub>	T <sub>po</sub>	HRY From AAD	HRY From VFBD	RW From AAD	RW From VFBD	SEEC	STEC
(°C)	(%d.b.)	(%d.b.)	(°C)	(%)	(%)			(MJ/kg- water evap.)	(MJ/kg- water evap.)
125	26.8	23.7	62	33.0	32.5	42.4	42.9	0.77	5.47
133	24.1	20.7	63	35.2	37.5	41.5	41.0	0.66	4.69
140	28.0	23.0	64	32.0	37.0	42.5	41.2	0.48	3.80

Remarks: AAD = Ambient air drying  
VFBD = Vibro-fluidized bed drying  
HRY = Head rice yield  
RW = Rice whiteness  
SEEC = Specific electrical energy consumption in terms of primary energy (x2.6)  
STEC = Specific thermal energy consumption  
M<sub>i</sub> = Inlet moisture content of paddy  
M<sub>r</sub> = Outlet moisture content of paddy  
T = Drying air temperature  
T<sub>po</sub> = Paddy temperature at drying chamber outlet

#### *Paddy quality*

In order to investigate the percentage of head rice yield, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes. It was found that average percentages of head rice yield of paddy samples dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer (in case of average inlet drying air temperature was 140°C) were 32.0 and 37.0, respectively. Head rice yield obtained from ambient air drying was approximately 5% lower, as shown in detail in Figure 4. This resulted from high enough initial moisture content of paddy as well as from using suitable drying air temperature (140°C) within short drying time (approximately 1 minute). Consequently, partial gelatinization occurred in paddy kernel especially at the surface, which was the same as the results from the study of paddy drying using fluidization technique by Taweerattanapanish et al. (1999).

From the test of rice color of paddy samples dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer, it was found that average rice whiteness were 42.5 and 41.2, respectively (according to scale of whiteness measuring instrument type Kett C-300), with approximately 1.3 difference, as shown in detail in Figure 5. The difference is small as per in terms of practice of rice mill in Thailand, rice whiteness over 36 is normally accepted.