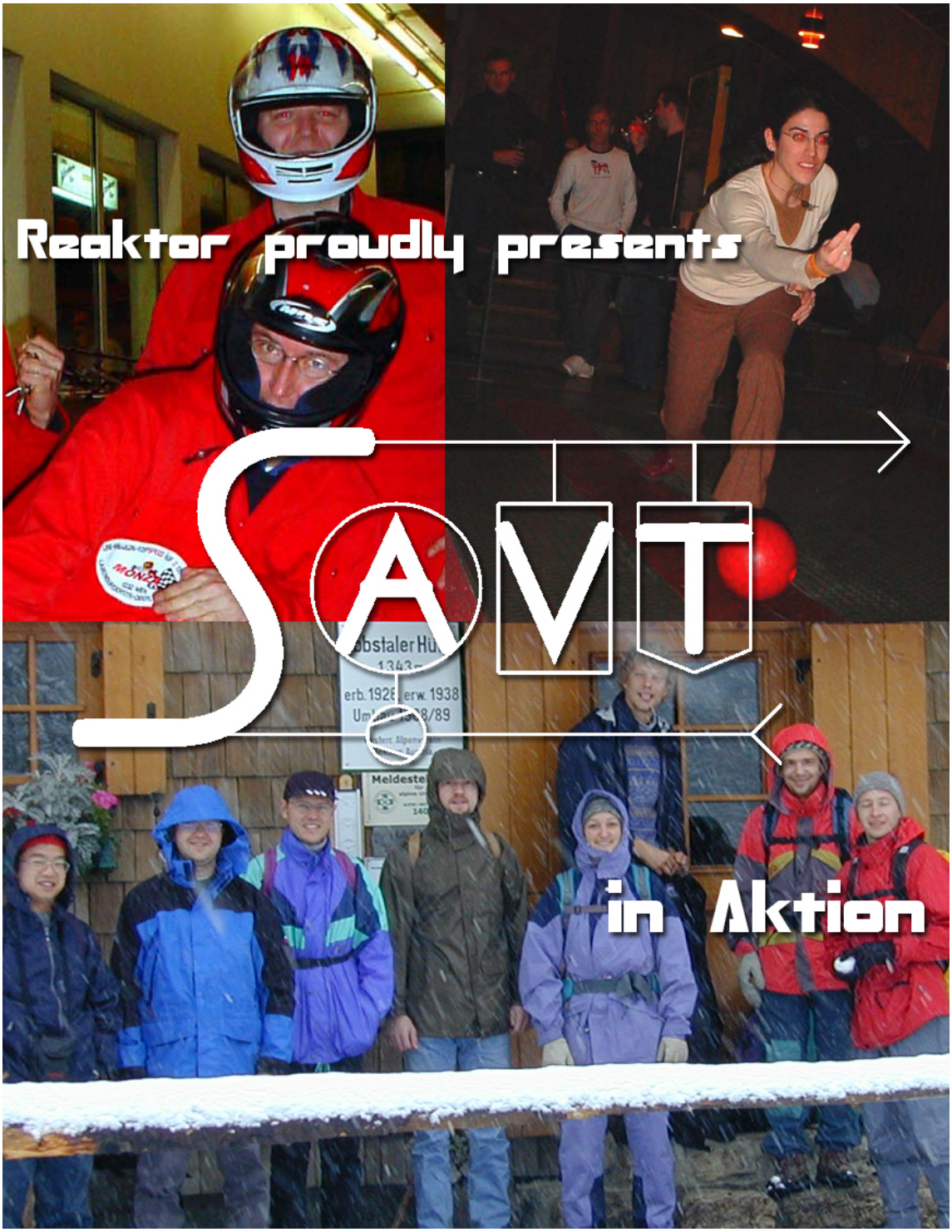
Jg. 13 Heft 67

01. Oktober 2004

DER REAKTOR

Die Zeitung für Prozeß-Simulanten, Destillateure, Zündler, Wirbler, Rektifikanten, Filtranten, Permeaten, und viele mehr !



Zeitung am Inst. für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Techn. Biowissenschaften der TU Wien

RE(D)AKTIONSPRODUKTE

INHALT, IMPRESSUM	**2**
EDITORIAL	**3**
AUSZEICHNUNG	**4**
ANKÜNDIGUNG WANDERTAG	**5**
ANKÜNDIGUNG SAVT-PREISKEGEL	**6**
ANKÜNDIGUNG SAVT-GRAND PRIX	**7**
NEUVORSTELLUNG	**8**
DIPLOMARBEIT	**9**
DISSERTATION	**13**
VERÖFFENTLICHUNG	**19**
NACHLESE SAVT-MOTORRADAUSLUG	**24**
AUFLÖSUNG VT-QUIZ	**26**
CARTOON	**27**

IMPRESSUM :

HERAUSGEBER : , Verein am Institut für Verfahrenstechnik, Brennstofftechnik und Umwelttechnik, Getreidemarkt 9/166, A-1060 Wien

Kontakt: Obmann obmann@savt.at
Kassier kassier@savt.at
Schriftführer schriftfuehrer@savt.at
Veranstaltungen events@savt.at

Der SAVT im Internet: http://www.savt.at

REDAKTIONSTEAM : DI Markus Bolhàr-Nordenkampf

Namentlich gezeichnete Artikel stellen die persönliche Meinung des Verfassers dar.
Die Redaktion behält sich vor, eingesandte Beiträge gegebenenfalls zu kürzen.

DER REAKTOR ist eine fünfmal jährlich erscheinende Druckschrift des Vereins "STUDENTEN UND ABSOLVENTEN DES VERFAHRENSTECHNIKINSTITUTS DER TU WIEN - SAVT"

Bankverbindung: LANDES-HYPOTHEKENBANK Niederösterreich, Operngasse 21, A-1040 WIEN. Kto.-Nr.: 1468-002058 BLZ: 53000

Ordentliche Mitgliedschaft: € 12.-
Außerordentliche Mitgliedschaft: € 15.-

Titelbild: SAVT in Action; Wandertag, Preiskegeln und Grand Prix

EDITORIAL

Werte Leserschaft!

Schnell ist es gegangene und
der Sommer ist zu Ende.

Doch der SAVT begleitet euch gerne durch den Herbst.
Wieder haben wir einige Veranstaltungen im Programm,
die das Alltagsleben ein bisschen versüßen können.

Da wären der Wandertag, das zweite Preiskegeln oder der SAVT-Grand Prix zu nennen.

Natürlich wurde auch den Sommer hindurch fleißig gearbeitet,
sodass auch eine Diplomarbeit, eine Dissertation und eine Veröffentlichung
in diesem Reaktor vorgestellt werden können.

Aber nicht nur davon weiß dieser Reaktor zu berichten,
auch vom SAVT-Motorradausflug.

Abschließend bleibt mir noch, Euch einen schönen Herbst zu wünschen
und mich auf ein Wiedersehen bei den zahlreichen Veranstaltungen zu freuen.

Euer Markus

Auszeichnung

DIE PRÄSIDENTSCHAFTSKANZLEI

BEURKUNDET HIEMIT,
DASS DER BUNDESPRÄSIDENT DER REPUBLIK ÖSTERREICH
MIT ENTSCHLIESSUNG VOM

6. FEBER 2004

HERRN UNIVERSITÄTSPROFESSOR
DIPL.ING. DR. HERMANN HOFBAUER

DAS

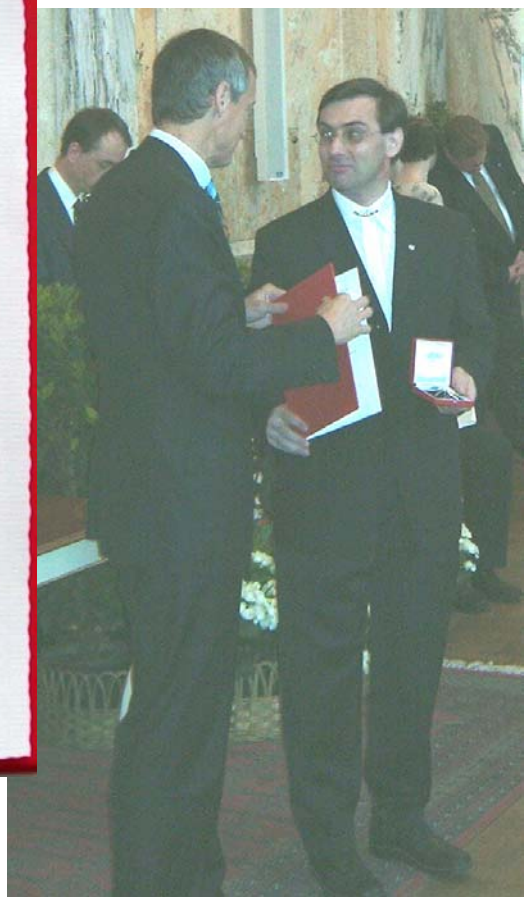
GROSSE EHRENZEICHEN
FÜR VERDIENSTE UM DIE REPUBLIK ÖSTERREICH

VERLIEHEN HAT.

WIEN, AM 6. FEBER 2004

DER LEITER DER
ÖSTERREICHISCHEN EHRENZEICHENKANZLEI

KABINETTSDIREKTOR



Auszeichnung

Univ. Prof. Dipl.-Ing. Dr. Hermann Hofbauer, **Präsident des Österreichischen Kachelofenverbandes, wurde vom Bundespräsidenten das *Große Ehrenzeichen für Verdienste um die Republik Österreich* verliehen.**

Die Auszeichnung wurde für seine Leistungen im Zusammenhang mit der Gründung und wissenschaftlichen Leitung der Versuchs- und Forschungsanstalt der Hafner vergeben und von Wirtschaftsminister Dr. Martin Bartenstein im Juni dieses Jahres überreicht.

Wir gratulieren!

ANKÜNDIGUNGEN

Einladung zum

Wandertag 2004

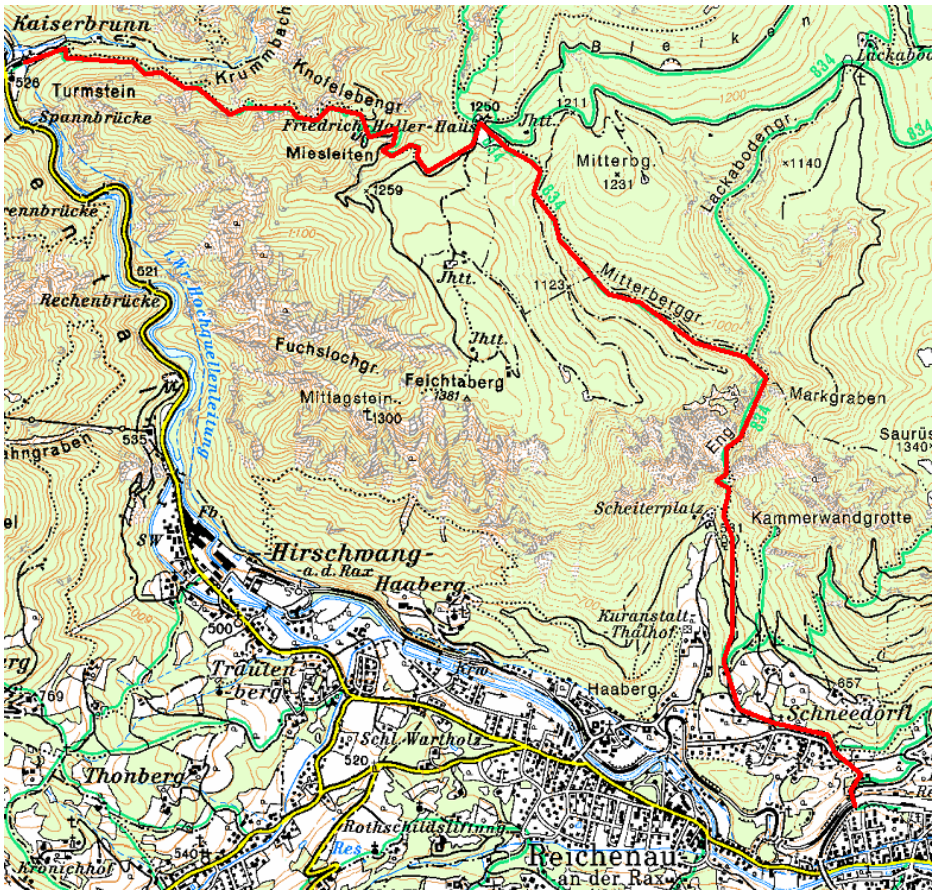
Auch dieses Jahr wollen wir den Herbst mit einer gemeinsamen Wanderung ausklingen lassen. Die Wahl ist diesmal auf das Raxgebiet gefallen:

Datum: 7. Oktober 2004
Treffpunkt: 7:30Uhr bei der TU, bzw. 9:00Uhr Kaiserbrunn Wasserleitungsmuseum

Die Wanderung führt von Kaiserbrunn zum „Friedrich Haller Haus“, welches in knapp 3h zu erreichen ist. Nach der Füllung der hungrigen Mägen und einer Rastpause geht es dann die Eng hinunter in Richtung Reichenau (Gesamtweg etwa 10km). Nach einer erneuten Stärkung folgt der Weg zurück zu den Fahrzeugen, evtl. mit zuvor in Reichenau geparkten Autos.

Für die Wanderung empfehlen wir knöchelhohe Schuhe!!!

Bitte meldet auch bei mir unter pascal@pbegert.com, bzw. 01/58801-15982 an und teilt mir auch mit wer mit dem Auto kommt, um evtl. Fahrgemeinschaften zu organisieren.



Einladung zum 2. -Preiskegeln

Für alle, die kurz vor dem weihnachtlichen Einkaufsstresses noch einmal eine ruhige Kugel schieben wollen, veranstaltet der SAVT exklusiv am Mittwoch, dem 4. November das zweite SAVT-Preiskegeln. Gespielt wird auf den Bahnen des Sagmeisters gemütlich nach alpenländischer Manier, d.h. alle Neune müssen fallen – irgendwie. Ausklang und Preisverleihung finden gleich im Anschluss in selbiger Lokalität statt.

Datum: Montag, 08.11.2004
Treffpunkt: Direkt auf der Kegelbahn um 18:45 Uhr (Gasthaus Sagmeister, Schimmelgasse 11, 1030 Wien) bzw. um 18:30 am VT-Institut zur gemeinsamen Anfahrt.

Rückfragen und Anmeldungen bei:
Markus Bolhár-Nordenkampf, Institut für Verfahrenstechnik, 3. Stock
Tel: 58801 / 159 33
email: bolhar@mail.zserv.tuwien.ac.at

ANKÜNDIGUNGEN

VORSTELLUNG

Helmut Ranner

Als neuer Mitarbeiter des Verfahrenstechnik Instituts möchte ich mich bei Ihnen kurz vorstellen.

Als 1969er Jahrgang habe ich aus Kärnten kommend das Studium Technische Physik absolviert, um die Weltformel zu finden. Aus persönlichem Interesse habe ich dann den Studienzweig Biomedizinische Physik gewählt und schließlich meine Diplomarbeit im Bereich der Medizin- und Rehabilitationstechnik am Feinwerktechnik Institut gemacht. Zweckmäßigerweise habe ich das Studium 1996 abgeschlossen.

In der ersten Berufsphase war ich im Patentwesen engagiert, wo meine ureigensten Fähigkeiten, das sind die sprachlichen, zum Tragen kamen. In dieser Zeit habe ich unzählige Patentschriften studiert und mein sportlicher Ehrgeiz brachte mich schließlich dazu, den ursprünglichen Traum vom glücklichen Erfinderdasein im Ferienparadies Kärnten zu verwirklichen, wo ich schließlich in der industriellen Forschung auf dem Gebiet der Mikrosystemtechnik auch landete.

Aus heiterem Himmel kam dann der dringende Ruf nach Wiener Neustadt, wo meine ehemaligen Institutskollegen von der Feinwerktechnik inzwischen industrienahe mikrosystemtechnische Projekte an Land gezogen hatten. Sie haben mich veranlasst, das Paradies zu verlassen und in den Wiener Raum zurückzukehren und jetzt bin ich endlich dort angekommen, wohin ich eigentlich schon vor 15 Jahren hin wollte, nämlich am Verfahrenstechnik-Institut.

Das Projekt Laserzündung hat es mir angetan, und ich versuche tatsächlich, die Motoren damit zum Laufen zu bringen und freue mich sehr darüber, dabei von allen Teamkollegen kräftig unterstützt zu werden.

Ich freue mich auf eine gute Zusammenarbeit mit allen Mitgliedern des SAVT und Kollegen am Institut für Verfahrenstechnik!

Diploma Thesis

Interdisziplinäre Bewertung von Prozessinnovationen

Technische und wirtschaftliche Bewertungskriterien in der chemischen Energietechnik

Stefan Fürnsinn

Betreuer:

Prof. Hofbauer

Markus Bolhàr-Nordenkampf

Zielsetzung

Hintergrund der Arbeit war es, eine Hilfestellung zur Auswahl technischer und wirtschaftlicher Kriterien zur Bewertung neuer Verfahren zu erarbeiten, die es Unternehmen erlaubt, aus der großen Zahl möglicher Kriterien jene zu identifizieren, die für die jeweilige Problemstellung am besten geeignet sind. Aufgrund der Schwerpunktsetzung in der Arbeitsgruppe und dem persönlichen Interesse wurde die chemische Energietechnik als Fachbereich gewählt, da eine sinnvolle Kriterienwahl eng mit der Aufgabenstellung verbunden ist.

Aufbau

Die Arbeit besteht grundsätzlich aus drei Teilen: einer allgemeinen Einleitung und Begriffsbestimmung, sowie der Diskussion technischer und wirtschaftlicher Bewertungskriterien. Im Bereich der technischen Kriterien wurden die theoretischen Ergebnisse zudem in einer Fallstudie angewandt, indem verschiedene, zukunftsweisende BIGCC-Anlagenkonzepte mithilfe des Computersimulationsprogramms IPSEpro evaluiert wurden.

Ergebnisse

Die theoretischen Überlegungen sowie insbesondere das Fallbeispiel der Bewertung verschiedener Prozessinnovationen im Bereich der thermo-chemischen Umwandlung von Biomasse zur Herstellung von Strom und Wärme bestätigen die herausragende Bedeutung einer sorgfältigen und nachvollziehbaren Definition von Bewertungskriterien für eine solide technische Bewertung. Obwohl die Berechnung von Wirkungsgraden eine scheinbar objektive und klare Methode zur Beschreibung der Effizienz eines Verfahrens darstellt, konnte gezeigt werden, dass die Berechnungsweise und

damit auch die Aussagekraft von Wirkungsgraden von der Sorgfalt bei der Bewertung abhängen. Ohne gewissenhafte Prüfung und Definition der gewählten Wirkungsgrade können aus einem Sachverhalt vielfältige Schlüsse gezogen werden, wodurch es zu Verzerrungen und Fehlinterpretationen kommen kann. Dies soll am Beispiel der exergetischen Bewertungskriterien gezeigt werden.

Die Exergie stellt jenen Teil der Energie eines Systems dar, der in alle anderen Energieformen – zumindest theoretisch – umgewandelt werden kann. Da gerade in der Energietechnik die Umwandlung vielfältiger Energieformen in elektrische Energie eine Rolle spielt, ist die Exergie eine Schlüsselgröße für die Bewertung von Prozessinnovationen. Allgemein sind exergetische Wirkungsgrade definiert als das Verhältnis „Nutzexergie“ zu Exergieaufwand:

$$\eta_{EX} = \frac{nützliche\ Exergieströme}{aufgewendete\ Exergieströme}$$

Allerdings muss bei der Berechnung genau angegeben werden, wie der elektrische Eigenverbrauch berücksichtigt wurde. Hierbei bestehen nämlich zwei Möglichkeiten:

- Berücksichtigung des Eigenverbrauchs einerseits als Exergieeinsatz und damit im Nenner => *„Summenwirkungsgrad“*
- Abziehen des Eigenverbrauchs von der produzierten elektrischen Bruttoleistung => *„Differenzenwirkungsgrad“*

Bemerkenswert ist, dass beide Varianten physikalisch absolut korrekt sind, jedoch zu teilweise völlig unterschiedlichen Ergebnissen führen, wie beispielsweise beim Vergleich folgender Verfahren:

	Verfahren 1	Verfahren 2
El. Bruttoleistung	21 MW	28 MW
Eigenverbrauch	1 MW	8 MW
Brennstoffexergie	50 MW	55 MW
Ex. Summenwirkungsgrad	0,41	**0,44**
Ex. Differenzenwirkungsgrad	**0,40**	0,36

Einmal ist der Summen-, einmal der Differenzenwirkungsgrad höher (insgesamt konnte jedoch in der Arbeit gezeigt werden, dass dem Differenzenwirkungsgrad der Vorzug zu geben ist). Um derartige Probleme bei der Interpretation zu vermeiden, ist es bei der Veröffentlichung von Ergebnissen technischer Bewertungen unabdingbar, die Berechnungsweise der Wirkungsgrade für den Leser oder Auftraggeber transparent zu machen. Leider ist dies jedoch in der Literatur nicht üblich.

Auch bei den energetischen Wirkungsgraden konnten Problembereiche identifiziert werden. Die Brennstoffenergie, die vor allem für die Bewertung von Kraftwerken, die neben Strom auch Fernwärme produzieren, eine entscheidende Größe darstellt, führt im Unterschied zum Exergiebegriff gerade in der Energietechnik mit Biomassebasis zu Schwierigkeiten. Der Grund liegt im traditionell verwendeten Energiebegriff, der auf dem unteren Heizwert sowie der thermischen Energie des Brennstoffs beruht und bei der stets feuchten Biomasse als Basis für die Berechnung von Wirkungsgraden sehr schlecht geeignet ist. Mit steigendem Wassergehalt sinkt nämlich der Heizwert und damit auch die Brennstoffenergie, die Bezugsgröße der energetischen Wirkungsgrade. Obgleich ein minderwertigerer, feuchterer Brennstoff verwendet wird und die tatsächliche Leistungsfähigkeit des Verfahrens sinkt, ergibt sich dadurch ein teilweise sogar steigender Anlagenwirkungsgrad bei der Verwendung feuchter Brennstoffe. Abhilfe schafft die Verwendung einer anderen Bezugsgröße, nämlich der chemischen Energie des zugeführten Brennstoffs (berechnet aus dem Heizwert des Trockenbrennstoffmassenstroms), wodurch Wirkungsgrade berechnet werden können, die den realen Gegebenheiten entsprechen.

Die Bewertung verschiedener BIGCC-Verfahrenskonzepte mit unterschiedlichen Vergasungs- (Druckvergasung und atmosphärische Vergasung), Gasreinigungs- (Heißgasreinigung, Nasselektrofilter und katalytische Gasreinigung) sowie Gasnutzungskonzepten (Gasturbinen- bzw. Gasmotorenprozess mit jeweils angeschlossenem Dampfprozess), die mithilfe des stationären Computersimulationsprogramms IPSEpro durchgeführt wurde, zeigt die wesentlichen Vorzüge der einzelnen Verfahren auf. Bewertet wurden die Gasreinigungsverfahren, die Gasnutzungsverfahren, die Kombination Gasreinigung-Gasnutzung sowie die Gesamtverfahrenskonzepte. Hierbei stellt jeweils die Druckvergasung mit Heißgasreinigung sowie GuD-Prozess das effizienteste Verfahren dar, ein elektrischer Nettowirkungsgrad von 40,5% bezogen auf die chemische Brennstoffleistung ist möglich. Bei den atmosphärischen Vergasungskonzepten ist die Kopplung der katalytischen Gasreinigung mit einem Gasmotor zu bevorzugen, allerdings kann hierbei nur ein Wirkungsgrad von 34,6% erreicht werden. Dies ist insofern beachtenswert, als die katalytische Gasreinigung per se das Gasreinigungsverfahren mit der geringsten Effizienz darstellt. Die atmosphärischen Gasturbinenprozesse führen zwar zu beachtlichen Bruttowirkungsgraden, allerdings muss ein sehr hoher Eigenverbrauch für die Kompression des Produktgases aufgewendet werden.

Soll neben der Stromproduktion auch Wärme ausgekoppelt werden, so sind die Gasmotoren zu bevorzugen, da dort neben der Kondensationswärme im Dampfprozess auch die Wärme aus dem Hochtemperaturkühler genutzt werden kann. Im Gesamtwirkungsgrad liegen daher die Druckvergasung sowie die atmosphärische Vergasung mit katalytischer Gasreinigung und Gasmotor beinahe gleichauf, wobei allerdings bei der Druckvergasung deutlich mehr vom Hauptprodukt elektrische Energie erzeugt werden kann.

Im Bereich der wirtschaftlichen Bewertungskriterien wurden unterschiedliche Kriterien aus Literatur und Praxis unter Berücksichtigung der ökonomischen Rahmenbedingungen der Energiewirtschaft vorgestellt und deren Eignung für Prozessinnovationen der chemischen Energietechnik diskutiert. Die Auswahl geeigneter Kriterien aus dem großen, zur Verfügung stehenden „Kriterienpool“ hängt maßgeblich von der zur Verfügung stehenden Datenbasis und dem Planungshorizont, sowie vom angestrebten Ressourceneinsatz im Unternehmen ab. Besonders bei den quantitativen Bewertungskriterien besteht ein Zielkonflikt aus Zeitbedarf und Genauigkeit des Ergebnisses. Weiters konnte gezeigt werden, dass die oftmals angestrebte Kopplung der wirtschaftlichen Bewertung an technische Größen problematisch ist. Daher sollten neue Wege gefunden werden, um Synergien zwischen der technischen und ökonomischen Bewertung zu finden. Zu diesem Zweck wurde schließlich ein interdisziplinäres Bewertungskriterium für die speziellen Anforderungen von Prozessinnovationen entwickelt und diskutiert.

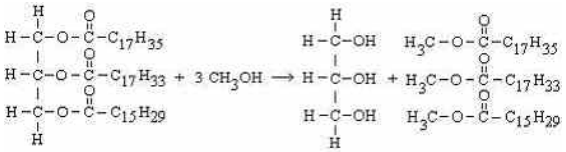
DISSERTATION

Herstellung von Biodiesel aus Ölen und Fetten mit hohen Gehalten an freien Fettsäuren

Dissertation von Michael Gössl
Betreuer: Richard Gapes

In den letzten Jahren hat sich Biodiesel als vielversprechende Alternative zu fossilem Dieselkraftstoff etabliert (1). Umweltprobleme, internationale Verpflichtungen in Bezug auf die Klimaänderung sowie das mittelfristige Zur-Neige-Gehen der weltweiten Erdölvorräte zwingen die Industrie und die Politik zu reagieren. Die Europäische Union fördert derzeit die Verwendung von Biokraftstoffen als Ersatz für Otto- und Dieselkraftstoffe im Verkehrssektor und will deren Anteil von weniger als 1 % auf 2 % bis Ende 2005 und auf 5,75 % bis Ende 2010 erhöhen (2). Sie können dabei sowohl als reine Biokraftstoffe als auch als Beimischung zu Mineralölderivaten bereitgestellt werden.

Bei Biodiesel handelt es sich um Fettsäuremethylester, die auf pflanzlichen oder tierischen Ölen und Fetten basieren. Die Triglyceride werden dabei in Anwesenheit eines Katalysators mit Methanol zu Biodiesel und Glycerin umgeestert (s. Formel 1).



Formel 1: Methanolyse von Triglyceriden

Die Hauptvorteile von Biodiesel gegenüber unverändertem Pflanzenöl sind die Normierbarkeit und die niedrigere Viskosität. Erstere stellt eine gleichmäßige Qualität des Kraftstoffs sicher; zweitere ermöglicht den Einsatz in modernen Dieselmotoren, indem die beim längeren Einsatz von Pflanzenöl auftretenden Probleme wie die Bildung von Ablagerungen an den Einspritzventilen sowie die Verkokung des Treibstoffs aufgrund von unvollständiger Verbrennung vermieden werden (3).

Die Biodieselproduktion in industriellen Anlagen ist allerdings derzeit vor allem auf Raps- und Sonnenblumenöl als Ausgangsstoffe für die Umesterung beschränkt. Aus einem ökonomischen und ökologischen Standpunkt wäre eine breitere Basis wünschenswert. Gebrauchte Speisefette stellen einerseits ein Problem bei der Entsorgung dar und sind andererseits deutlich billiger als Pflanzenfette, weswegen sie zunehmend an Bedeutung gewinnen. Neben der begrenzten Verfügbarkeit ist ihr Hauptnachteil der höhere Gehalt an freien Fettsäuren (free fatty acids, FFA) von wenigen Prozent, welche mit dem alkalischen Umesterungskatalysator Seifen bilden (s. Formel 2).

$$R\text{-}COOH + KOH \rightarrow RCOO^{-}K^{+} + H_2O$$

Formel 2: Verseifung freier Fettsäuren

Das führt dazu, dass ein Teil des Katalysators verbraucht und damit als Reaktionsbeschleuniger unwirksam wird, weswegen er im Überschuss zugesetzt werden muss. Die entstehenden Seifen erschweren bzw. verlangsamen die Phasentrennung nach der Umesterung beträchtlich und sammeln sich schließlich in der Glycerinphase. Dadurch bewirken sie zum einen den direkten Ver-

lust von Fettsäuren, die nicht zu Biodiesel umgewandelt werden können, zum anderen nehmen sie auch einen Teil des gebildeten Fettsäuremethylesters mit in die Glycerinphase.

Andere fette Ausgangsmaterialien, wie z.B. die Nebenprodukte bei der Raffination von Pflanzenölen sowie bei der Biodieselproduktion selbst oder bestimmte unbehandelte pflanzliche Öle, haben einen noch höheren Gehalt an freien Fettsäuren (im Extremfall bis über 90 %). Daher müssen diese Materialien vorbehandelt werden, bevor sie mit alkalischen Katalysatoren umgeestert werden können.

Prinzipiell können auch saure Katalysatoren wie Schwefelsäure oder p-Toluolsulfonsäure für die Umesterung von Triglyceriden eingesetzt werden. Dabei werden auch gleichzeitig alle freien Fettsäuren, die im Ausgangsmaterial enthalten sind, verestert. Allerdings hat diese Vorgehensweise schwer wiegende Nachteile: Der Prozess muss unter deutlich höheren Reaktionstemperaturen ausgeführt werden und dauert wesentlich länger als die alkalisch katalysierte Umesterung (4).

Um das Problem der Katalysatorverseifung zu vermeiden ist in der Literatur beschrieben die Öle bzw. Fette niederer Qualität zuerst einer sauer katalysierten Veresterung (s. Formel 3) und anschließend einer basisch katalysierten Umesterung zu unterwerfen (5).

$$R\text{-}COOH + CH_3OH \rightarrow RCOOCH_3 + H_2O$$

Formel 3: Veresterung freier Fettsäuren

Im Veresterungsschritt wird das Öl bzw. Fett mit einem Überschuss von Methanol und einem sauren Katalysator gemischt. Anschließend wird die Mischung erhitzt und für einige Zeit entweder unter Rückfluss in einem offenen Behälter (6) oder unter Druck in einem geschlossenen Behälter (7) gerührt. Erst kürzlich wurde eine Hochdruckveresterung patentiert, die eine mit Kugeln und anderen Einbauten gefüllte Reaktionsstrecke verwendet (8). Neben der Veresterung mit Methanol und Schwefelsäure (9) werden in der Literatur auch die Verwendung von Ionenaustauschern als Katalysator (10), die enzymatische Katalyse (11), die Veresterung mit superkritischem Methanol ohne Katalysator (12) sowie die Veresterung mit Glycerin (13) beschrieben.

An der TU Wien war ein patentiertes Verfahren entwickelt worden, das auf der Verwendung von gasförmigem Methanol als Veresterungsagens beruht (14). Dieses Verfahren sollte durch weitere Versuche im Labor getestet und verbessert werden. Somit bestand ein Ziel der Arbeiten darin, die Möglichkeiten der Veresterung von freien Fettsäuren, welche sich in Ölen und Fetten befinden, mittels Methanoldampfs unter Verwendung von Schwefelsäure als Katalysator unmittelbar vor einer nachfolgenden alkalisch katalysierten Umesterung des Materials zu Biodiesel zu untersuchen.

Ein weiteres Ziel war es, diese saure Vorveresterung mit Schwefelsäure unter Zuhilfenahme eines Feinsttropfenverteilers zu prüfen. Auch hierzu war von Mitarbeitern der TU Wien ein Patent angemeldet worden (15).

Darüber hinaus sollte auch die Umesterung mit Hilfe dieser beiden Methoden untersucht werden – die Umesterung mittels Methanoldampfs im Labor, die Umesterung durch feine Tropfenverteilung in einer größeren Pilotanlage. Zur alkalisch kataly-

sierten Umesterung durch Methanoldampf existiert ein separates Patent (16). Für die Umesterung mit Hilfe eines Feinsttropfenverteilers wurde das gleiche Verfahren angewendet wie für die Veresterung (15); als Katalysator wurde hier aber KOH verwendet.

Materialien

Falls nicht anders angegeben wurden für die Versuche zur Veresterung die Reaktionsgemische durch Zumischen einer bestimmten Menge von Stearinöl (einem Gemisch aus mehreren Fettsäuren) zu Rapsöl zubereitet, wodurch der gewünschte Gehalt an freien Fettsäuren im Ausgangsmaterial erhalten wurde. Diese Mischungen dienten als Modelle für natürlich vorkommende bzw. in der Industrie sowie im Gewerbe entstehende Öle und Fette mit hohen FFA-Gehalten.

Bei der Optimierung der Pilotanlage zur Umesterung wurde Altspeiseöl verwendet.

Ergebnisse und Diskussion

Veresterung mit gasförmigem Methanol

Die Veresterung der in Ölen und Fetten enthaltenen organischen Säuren, die nicht an ein Glycerinmolekül gebunden sind, wurde zuerst in einer Glaskolonne untersucht.

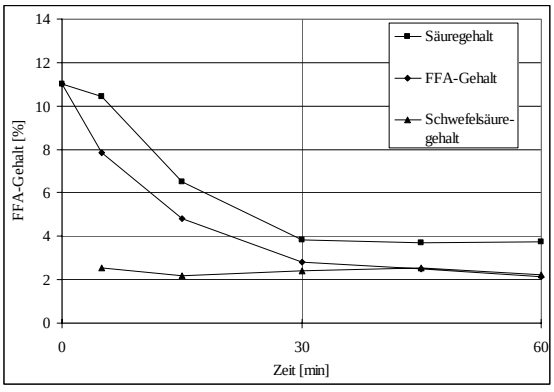


Abbildung 1: Verlauf der Säuregehalte

In Abbildung 1 ist der zeitliche Verlauf der Säuregehalte während der Veresterung dargestellt. Der Schwefelsäuregehalt blieb über den Versuch konstant, während der FFA-Gehalt und der Gesamtsäuregehalt naturgemäß abfielen. Die experimentell ermittelten Werte genügten recht gut den theoretischen Ergebnissen: Die Summe von FFA-Gehalt und Schwefelsäuregehalt entsprach in etwa dem Gesamtsäuregehalt, der Schwefelsäuregehalt war etwas niedriger als der berechnete Wert von 2,9.

Als Alternative zur Schwefelsäure wurden andere Mineralsäuren auf ihre Einsatzmöglichkeit als Katalysator getestet.

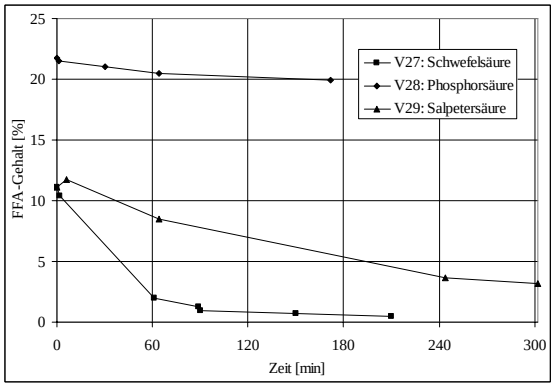


Abbildung 2: Vergleich verschiedener Katalysatoren

Aus Abbildung 2 geht eindeutig hervor, dass Schwefelsäure als einzige zufrieden stellende Ergebnisse lieferte. Salpetersäure und Phosphorsäure sind dagegen nicht für einen Einsatz als Katalysator in der Veresterungsreaktion geeignet.

Da Öle und Fette mit einem FFA-Gehalt von bis zu 40 % und noch mehr mögliche Ausgangsmaterialien für die Biodieselproduktion darstellen, soll die Methode auch für Ausgangsstoffe mit sehr hohen FFA-Gehalten geeignet sein. Daher wurde untersucht, inwieweit sich die Ergebnisse bei unterschiedlichen Ausgangs-FFA-Gehalten verändern.

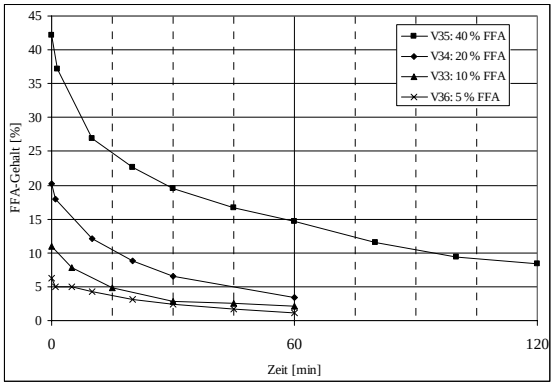


Abbildung 3: Versuche mit unterschiedlichen Ausgangs-FFA-Gehalten

Abbildung 3 zeigt den typischen Verlauf der Kurven: Zunächst fand eine schnelle Veresterung statt, jedoch verlangsamte sie zusehends mit Fortlauf des Versuchs, bei höheren Ausgangswerten noch bevor sich die FFA-Gehalte der Null-Prozent-Marke annäherten, wie bei der Kurve V35 erkennbar ist. Dies war vermutlich eine Folge der Tatsache, dass es sich bei der Veresterungsreaktion um eine Gleichgewichtsreaktion handelt und daher das entstehende Wasser die weitere Veresterung störte. Das spielt offensichtlich bei höheren FFA-Gehalten eine größere Rolle, weil sich da eine größere Wassermenge im Reaktor ansammelte.

Veresterung durch feine Tropfenverteilung

Durch Einbringen von flüssigem Methanol und feinem Verteilen desselben in Öl wird eine große Kontaktfläche zwischen Methanol und Öl geschaffen und somit eine hohe Reaktionsgeschwindigkeit erzielt. Die folgenden Versuche wurden daher mit Hilfe eines Feinsttropfenverteilers durchgeführt.

Zunächst wurde der Einfluss der Temperatur auf die Reaktionsgeschwindigkeit untersucht.

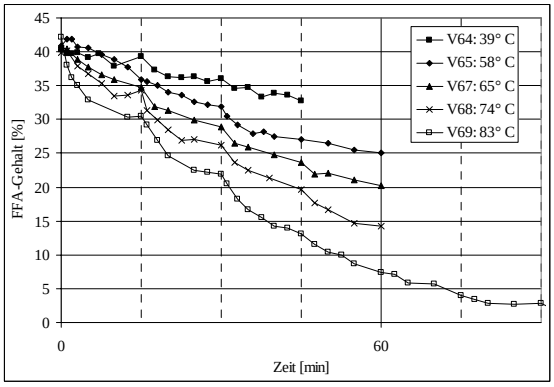


Abbildung 4: Einfluss der Temperatur

Eine steigende Temperatur hat erwartungsgemäß einen starken Einfluss auf die Veresterungsrate. Der Versuch 64 wurde bei Raumtemperatur durchgeführt, durch die vom Feinsttropfenverteiler eingebrachte Energie stieg die Temperatur der Reaktionsmischung jedoch um etwas mehr als 10 °C an. Auch ein Ansteigen der Temperatur über den Siedepunkt des reinen Methanols (64,5 °C) hinaus bringt eine weitere, deutliche Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit. Die Farbe der Reaktionsmischung zu Versuchsende wurde allerdings mit steigender Temperatur immer dunkler: War sie bei Versuch 64 noch rotorange, so war sie bei Versuch 69 schwarz.

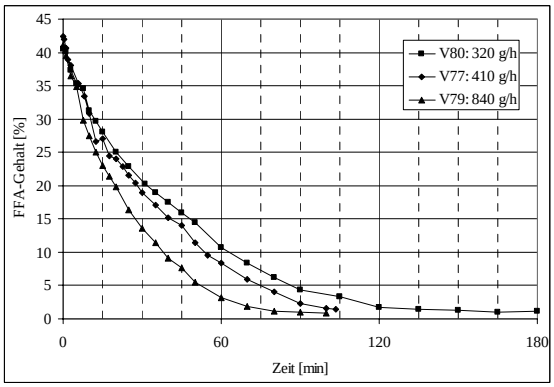


Abbildung 5: Einfluss der Methanolmenge

Die Methanolmenge hat einen deutlichen Einfluss auf die Reaktionsrate, wie unschwer aus Abbildung 5 zu erkennen ist. Die Beschleunigung der Reaktion ist allerdings nicht so hoch wie die Zunahme der Methanolmenge. Es ist somit eine höhere

Menge an Methanol für den gleichen Veresterungsgrad notwendig, dieser wird allerdings in kürzerer Zeit erreicht.

Unter den aus den Versuchen erhaltenen Reaktionsbedingungen wurden nun unterschiedliche Materialien verglichen. Von einem Biodieselproduzenten war Material aus der Glycerinphase nach der Umesterung sowie ein Nebenprodukt der Speiseölraffination zur Verfügung gestellt worden, welche jeweils knapp 40 % FFA enthielten.

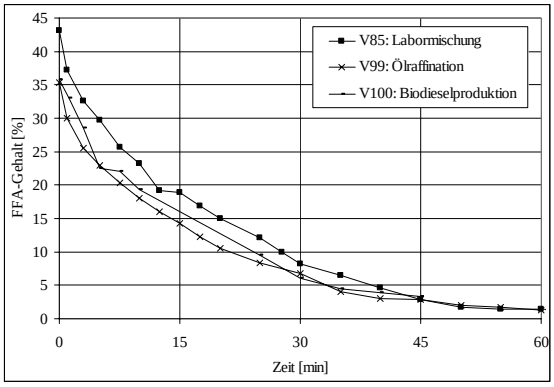


Abbildung 6: unterschiedliche Ausgangsmaterialien

Wie Abbildung 6 zeigt, gibt es im Veresterungsverhalten keinen signifikanten Unterschied zwischen der Labormischung und dem Material aus der Industrie.

Biodieselproduktion in der Pilotanlage

Im Rahmen eines FFF-Projekts in Zusammenarbeit mit der Firma BiOil sollte eine neue Biodieselproduktionsanlage basierend auf der Technologie des bereits zitierten Patents (15) aufgebaut werden. In dieser Anlage sollte in einer nur einstufigen Umesterung ein Produkt produziert werden, das der geltenden Biodieselnorm EN 14214 entspricht.

Im Rahmen einer Dauerproduktion über mehrere Stunden wurde eine Probe gezogen und zur Überprüfung der wichtigsten physikalischen und chemischen Parameter zu einem unabhängigen Prüflabor (Firma ASG Analytik) geschickt.

Tabelle 1 stellt die Prüfergebnisse den Grenzwerten aus EN 14214 gegenüber. Wie eindeutig zu sehen ist, kann mit diesem kontinuierlichen Produktionsverfahren unter optimierten Einstellungen in einer Stufe ein in allen Parametern den Normanforderungen entsprechender Biodiesel hergestellt werden.

Eigenschaft	Einheit	Grenzwert		Prüfergebnis
		Min.	Max.	(ASG Analytik)
Dichte (15 °C)	[kg/m^3]	860	900	884,3
Flammpunkt	[°C]	> 101	-	177
Kin. Viskosität 40 °C	[mm^2/s]	3,5	5,0	4,75
Schwefelgehalt	[mg/kg]	-	10	7
Säurezahl	[mg KOH/g]		0,5	0,135
Methanolgehalt	[%]		0,2	0,001
Monoglycerid	[%]		0,8	0,11
Diglycerid	[%]		0,2	0,02
Triglycerid	[%]		0,2	< 0,01
Gesamtglycerin	[%]		0,25	0,03
Freies Glycerin	[%]		0,02	0,002

Tabelle 1: Prüfbericht ASG Analytik und Grenzwerte lt. EN 14214

1. F. Ma, M.A. Hanna, Biodiesel Production: A Review, Bioresour. Technol. 70, 1-15 (1999)
2. Richtlinie 2003/30/EC des Europäischen Parlaments und des Rates vom 8. Mai 2003 zur Förderung der Verwendung von Biokraftstoffen oder anderen erneuerbaren Kraftstoffen im Verkehrssektor, Amtsblatt der Europäischen Union L 123, 42-46 (2003)
3. M. Mittelbach, Herstellung von Fettsäuremethylestern und deren Verwendung als Dieselkraftstoff, Österreichische Chemie-Zeitschrift 90, 147-150 (1989)
4. D. Nimcevic, R. Puntigam, M. Wörgetter, J.R. Gapes, Preparation of Rapeseed Oil Esters of Lower Aliphatic Alcohols, J. Am. Oil Chem. Soc. 77, 275-280 (2000)
5. G.I. Keim, Treating Fats and Fatty Oils, U.S. Patent 2,383,601, 4 pp. (1945)
6. H. Lepper, L. Friesenhagen, Verfahren zur Herstellung von Fettsäuremethylestern, Ger. Offen. 3,444,893, 8 pp. (1986)
7. U.R. Kreutzer, Manufacture of Fatty Alcohols Based on Natural Fats and Oils, J. Am. Oil Chem. Soc. 61, 343-348 (1984)
8. N. Ergün, P. Panning, Verfahren und Anlage zur Veresterung von Fettsäuren, PCT Int. Appl. 03/087278, 11 pp. (2003)
9. Y. Kawahara, T. Ono, Process for Producing Lower Alcohol Esters of Fatty Acids, U.S. Patent 4,164,506, 5 pp. (1979)
10. L. Jeromin, E. Peukert, G. Wollmann, Verfahren zur Vorveresterung freier Fettsäuren in Rohfetten und/oder –ölen, Eur. Pat. Appl. 0192035, 6 pp. (1990)
11. S. Özgül-Yücel, S. Türkay, Fatty Acid Monoalkylesters from Rice Bran Oil by in situ Esterification, J. Am. Oil Chem. Soc. 80, 81-84 (2003)
12. D. Kusdiana, S. Saka, Methyl Esterification of Free Fatty Acids of Rapeseed Oil as Treated in Supercritical Methanol, Journal of Chemical Engineering of Japan 34, 383-387 (2001)
13. G. Barbieri et al., Process for Production of Fatty Acid Esters, PCT Int. Appl. 03/050215, 13 pp. (2003)
14. D. Nimcevic, H. Baumgartner, J.R. Gapes, Veresterung von Fettsäuren in Ölen, PCT Int. Appl. 03/042343, 8 pp. (2003)
15. H. Baumgartner, D. Nimcevic, J.R. Gapes, Verfahren zur Ver- und/oder Umesterung von Triglyceriden, PCT Int. Appl. 04/018405, 6 pp. (2004)
16. D. Nimcevic, J.R. Gapes, Umesterung von Fetten, PCT Int. Appl. 01/88072, 17 pp. (2001)

V E R Ö F F E N T L I C H U N G

Published at the 2nd World Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, May 2004, Rome, Italy, in press

TECHNO ECONOMICAL ASSESSMENT OF COMBINED HEAT AND POWER PRODUCTION FROM BIOMASS

M. Bolhàr-Nordenkampf [a], T. Pröll [a], C. Aichernig [b], H. Hofbauer [a]
[a] Institute of Chemical Engineering, Vienna University of Technology, A-1060 Vienna, Austria
[b] Repotec Umwelttechnik GmbH, Europastrasse 1, A-7540 Güssing, Austria

ABSTRACT: Even at small scale combined heat and power production from biomass can achieve high overall efficiencies referred to the fuel power input. In the present work, six technologies are evaluated; conventional combustion based technologies, like steam turbine, steam engine, ORC-process (Organic Rankine Process) or Stirling engine on the one hand and gasification-based technologies, like fixed and fluidised bed gasification combined with gas engines on the other hand. Plant data are collected to assess the different technologies and to calculate their electricity production costs. To obtain comparability for each plant the costs are calculated using a reference case. The influence of scale is considered in order to compare electricity production costs for plants of different sizes. Furthermore, variations are carried out to show the influence of different parameters. Finally, learning curves are applied to calculate electricity production costs for future plants. Revenues from heat sales are of major importance for the economy of current CHP-Plants (Combined Heat and Power). In the future, gasification technologies will close the gap to conventional technologies with respect to the costs of electricity production.
Keywords: combined heat and power generation (CHP), economic aspects, feasibility studies.

1 INTRODUCTION

Biomass is one of the renewable resources that could play a substantial role in a more diverse and sustainable future energy mix. Biomass, a renewable source of fixed carbon, is generally used to describe plant material such as wood, wood residues, agricultural crops and their residues.

In the near future electricity generation is considered the most lucrative opportunity for commercial exploitation of biomass, by virtue of the high value of electricity due to new legislations [1]. Furthermore, electricity production from biomass can contribute to the reduction of CO_2 emissions from fossil carbon.

While biomass-fired plants for heat supply have already become common in countries with high biomass availability like Austria, electricity production has not been able to attract major interest of investors during the last decades. This can be related to the fact that standardised technical solutions have not been available for small scale applications. Impulses through electricity feed in tariffs, reflecting the real costs for electricity production, have been rare. In some cases the feed in tariffs for district heat are even higher than for the produced electricity.

Biomass to electricity schemes provide today only 9 GW_{el} (about 2 %) of world-wide generating capacity [2]. Most of these systems burn various biomass and wastes (mainly wood) in boilers to raise steam that is used to drive a steam turbine. Generating capacities are constrained by the local availability of feedstock. Another constraint is the fact that steam turbines are inefficient generators with high capital costs at low plant sizes [3], [4].

Keeping in mind the Kyoto target, the situation is currently changing in Austria. Encouragements for investments in the biomass energy sector are given in form of higher and fixed feed in tariffs for electricity by the government. Due to economics and the aim of high overall efficiencies, the combined heat and power generation is the preferred type to be realised. Small to medium sized plants located close to heat consumers are required because of the limited transportation range of low level heat. The basic requests for such systems are a high availability as well as good partial load behaviour. Further, operational costs should be low. Provided the produced heat can be utilised, combined heat and power production can achieve fuel utilisation rates up to 90 % even for small plant sizes.

Some studies have investigated the cost of CHP-plants, based on calculated costs for the different

technologies [5-8]. All of these studies are based on calculated design cases. In the present work, six technologies for the conversion of biomass to energy are assessed based on operation data and costs of real plants; conventional combustion based technologies, like steam turbine, steam engine, ORC-process or Stirling engine are looked at on the one hand and gasification-based technologies, like fixed and fluidised bed gasification combined with gas engines on the other hand.

2 ECONOMIC EVALUATION

2.1 Cost assignment

From an economical point of view, the problem is to assign the costs to two coupled products, electricity and heat. Many authors [9-12], [17] assume that the main reason for the erection of a CHP plant is the heat demand. Therefore, they only assign costs to heat production, which would arise for heat-only production in an equivalent hot-water boiler; all additional costs of the CHP plant are assigned to the electricity production. A second approach towards the assignment of costs considers the CHP plant to be a power plant with the goal of maximizing the total energy output. The economic value of heat strongly depends on the temperature level, which usually is 90 to 110 °C in district heating grids. Therefore, two aspects have to be considered if a standard power plant should be operated as CHP plant: Heat has to be drawn at a temperature level high enough and heat consumers must be located in vicinity of the plant. This consideration takes the electricity production as part of the total concept, which makes a separation of produced electricity and own consumption not justifiable. Therefore, the own consumption of the plant is subtracted from the generator power in order to get the net electricity output of the plant. For this kind of evaluation the so-called net efficiencies apply.

In this paper the CHP-plants are treated as power plants with net power and heat output. In order to compare the electricity production costs, the price for decoupled heat must be fixed for all plants at the same level. The evaluated plants prove this approach by the fact that the investigated feed in tariffs for district heat do not differ significantly.

2.2 Evaluated technologies

In order to obtain data for the different technologies, eight plants haven been visited and the specific data collected. The evaluation includes a Stirling engine, one steam engine, a fixed bed gasifier, two Organic Rankine Cycles (ORC) equal in size, a fluidised bed gasifier and two steam turbine processes equal in size too. The capacities of these plants are highly important if the production costs of different technologies should be compared. Table I gives an overview of the characteristic data of the evaluated plants. Descriptions of the different technologies can be found elsewhere [13], [14].

Table I: Characteristics plant data

Process	biomass fuel power [kW]	electrical gross power [kW]	electrical own consumption [kW]	district heating power [kW]
stirling engine	900	50	30	800
steam engine	4,310	500	100	3,050
ORC	8,000	1,130	180	6,100
steam turbine process	17,000	2,700	260	12,000
fixed bed gasifier	2,000	580	100	720
fluidised bed gasifier	8,000	2,000	300	4,500

2.3 Technology specific costs and general setup for technology comparison

In order to compare the electricity production cost of different technologies, the investment and operation costs have to be known for a specific plant size. An overview on the specific costs of each considered technology in a typical application size can be found in Table II.

Table II: Characteristic plant data

	investment cost [€/kW$_{el,brut}$]	investment cost [€/kW$_{th}$]	maintenance [% invest. p.a.]	standing expenses [% invest. p.a.]	staff costs [k€/a]	utilities[€/MWh$_{th}$]
striling engine	8,784	488	1.0	0.2	40	0.12
steam engine	3,775	509	2.5	0.2	40	1.03
fixed bed gasifier	5,172	1,500	3.0	0.2	40	1.00
ORC-process	4,630	654	2.0	0.2	60	0.20
fluidised bed gasifier	5,000	1,250	3.0	0.2	160	1.70
steam turbine	2,637	385	2.0	0.2	120	0.14

The costs are related to the fuel power of each plant to give a better impression of the necessary plant size. Other expenses are calculated as a relative value of the investment costs according to VDI-Guideline 2067 [15]. Employment costs for one person are considered with 40,000 €/a, as an average value.

Aside of the technology specific costs the general setup costs like working capacity, fuel price and district heat revenues have to be considered. These conditions are summarised for the chosen reference case in Table III.

Table III: Assumptions for the assessment

Full load operation hours in terms of electricity production	6,000	h/a
Full load operation hours in terms of district heat production	4,000	h/a
Period of amortisation	13	a
Calculatory interest rates	6	% p.a.
Fuel costs including ash disposal costs	14	€/MWh
Feed in tariffs for district heat	20	€/MWh$_Q$

Electricity production is not linked strictly to the heat demand, because it can be economically advantageous to operate a plant during summertime even if the produced heat cannot be sold. Therefore, 6000 full load operation hours/a are assumed for electricity production whereas only 4000 hours/a are assumed for heat production. The period of amortisation is set to 13 years, which is in accordance with a decree of the Austrian government from December 2002, which fixes the electricity feed in tariffs for a period of 13 years [16]. The rate of interest was chosen in conformity with other techno economical assessments [17], [18]. The fuel costs refer to wood chips and include the ash disposal, which accounts for about 5% of the costs for untreated woody biomass. The district heat feed in tariff is defined at the intersection of the CHP plant and the district heating pumps.

3 RESULTS

3.1 Electricity production costs

The electricity production costs are calculated from the net electric output, taking the own electric consumption into account. Costs arise through operation and payback of investment rates, earnings are yielded from the district heat sold.

Figure 1 shows the electricity production costs referred to the plant size. The different technologies are scaled in their typical application range of size. The evaluated case is indicated as point on the curves. The electricity production costs of the Stirling engine, which range at about 700 €/MWh for a 50 kW$_{el}$ (900 kW$_{th}$) plant, are not shown in the diagram. It is important to notice that at this stage the different development status of the technologies is not taken into account.

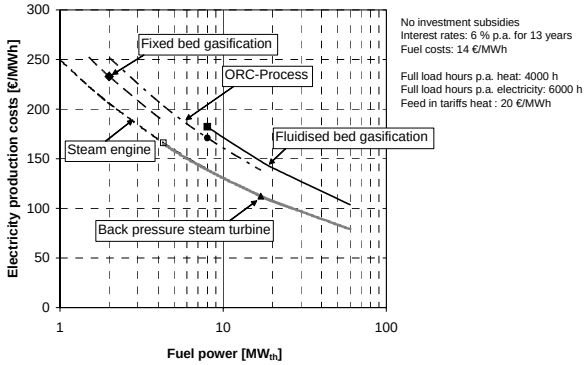


Figure 1: Electricity production cost for different technologies

Starting from the reference case variations of parameters are carried out. In order to compare the technologies two typical plant sizes are defined:

The fuel power for a small sized plant is set to 3 MW$_{th}$ for the fixed bed gasifier, the steam engine and the ORC-process.

The fuel power for the large sized plant is set to 20 MW$_{th}$ for the back pressure steam turbine and the fluidised bed gasification.

Figure 2 shows the greater dependence of the combustion technologies on the feed in tariffs for heat, whereas low heat earnings have only a minor effect on gasification technologies. Higher electrical efficiencies are generally advantageous during periods of lower heat sales or discontinuous heat demand.

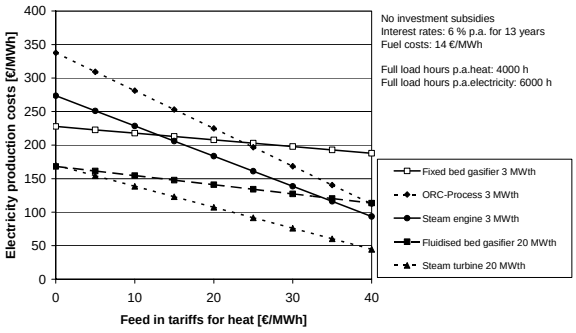


Figure 2: Influence of the feed in tariffs for heat on the electricity generating cost

High fuel prices are also favouring the gasification technologies (Figure 3).

Even at the current technological development status gasification technologies can compete at a high fuel price with state of the art technologies. This is of major importance because increases in the fuel price have occurred already and will also occur in the near future due to encouraged woody biomass usage.

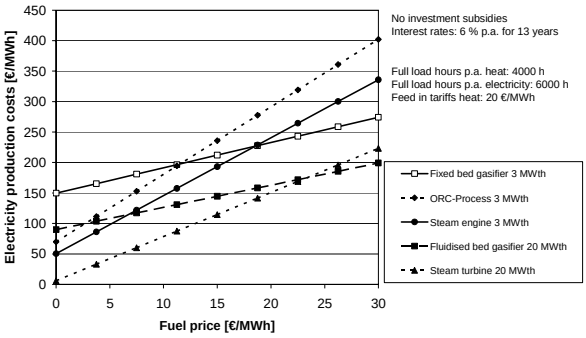


Figure 3: Influence of the fuel price on the electricity generating costs

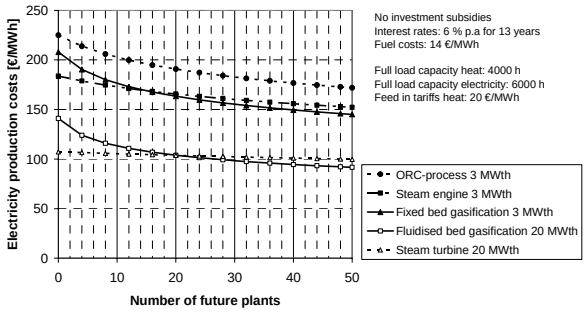


Figure 4: Development of the electricity production costs for future plants

3.2 Electricity production cost for future plants

Technologies which are suitable to standardisation and to the exploitation of economic of scale tend to follow a learning-by-doing pattern; increased productivity, and thus lower specific production costs, result in a function of cumulative production or life cycle stage. Their performance, and in particular their production costs, follow a so called learning curve [19].

Not all technologies evaluated within the present work have the same development status. The effect of experience in engineering and operation, which is basically different for each technology, has not been considered above. A certain learning effect can be expected for not fully mature technologies. The impact of experience is estimated to agree with the effect found in series production compared to the production costs of a prototype. Rogner [20] and Tseng [21] have shown that this effect could be found as well in power plant technology.

In order to calculate the future electricity production costs of the different evaluated technologies further information additional to the investment cost reduction is needed. Reduction potential can be found as well in the conversion efficiency, the possible usage of lower quality and therefore cheaper fuel, the usage of operation means and the staff requirements.

The development status of each technology is different. Stirling engines and fixed bed gasifiers are known for quite a long time, though they are not well developed in terms of commercial application. This applies also for fluidised bed gasification plants. The ORC process is available as packaged unit on the market, as well as the steam engine. The highest developed technology is the steam turbine, with large capacities installed and therefore little development potential.

Taking these considerations into account, the future cost of electricity production can be estimated for the next 50 plants to be built. Again the two defined standard sizes are used for the application on the learning curves. The results can be found in Figure 4 for 3 MW_{th} and 20 MW_{th}, respectively.

Today's electricity production costs of these technologies (no new plants built) can be seen on the left side of each curve. Dependent on the development status of the technologies under consideration different slopes exist for each one.

Looking at the small plant size (3 MW_{th}), it can be seen that on the long term electricity production costs of 150 €/MWh_{el} can be achieved. The differences between the combustion/steam engine or turbine technology and gasification/gas engine technology are within the accuracy of this evaluation.

For the larger plant scale, the fluidised bed gasification can reach the plant cost level of the steam turbine and might even achieve values below. In the large scale applications electricity production costs of 90 - 100 €/MWh_{el} are realistic in the future.

4 CONCLUSION

The performed evaluation shows that the economy of CHP-technologies highly depends on the revenues from district heat. Due to the fact that transportation of district heat is expensive and transportation costs are rapidly increasing with the distance, future plants will have to focus on having large district heat consumers in their vicinity. Furthermore, these consumers should have a constant heat demand throughout the year to achieve a high percentage of full load heat decoupling. High loads on the heat production allow economical operation also for low electrical efficiencies. In general, technologies with high electric efficiencies are more suitable if the sales of district heat are limited. The incomes are shifted from heat towards electricity because of the higher electrical efficiency.

The size of a CHP plant has a great influence on the electricity production costs. The general tendency is a reduction of costs with increasing plant

size. In reality, limits arise for biomass-CHP because of logistic problems in biomass supply and in heat distribution. In case of limited heat demand, the plant size can be increased for concepts tending to electricity production. That results in lower specific costs due to economy-of-scale.

The development status of the evaluated technologies differs a lot, mainly between the well established combustion and the still developing gasification technologies. The Stirling engine is though a long known technology still not proper developed in terms of commercial applications.

By combining of today's technological status with characteristic learning curves, the direction of the development of theses technologies has been drawn. Considering two different plant sizes, a smaller one with 3 MW_{th} and a larger one with 20 MW_{th}, the typical application range of these technologies was paid attention. It reveals that smaller plants have 50 % higher electricity production cost than larger installations. In the future, gasification technologies in their range of size have the potential to achieve lower electricity production costs then combustion based technologies.

For specific on site conditions a first estimation is possible by using the variations of parameters followed by detailed costs calculations.

5 REFERENCES

[1] P. Elliott, Bioresource Technology, (1993) 13-22.

[2] D. G. Christian, Journal of Environmental Quality, (2000) 662-663.

[3] US Department of Energy, Electricity from biomass - national biomass power program five year plan, Washington D.C: US Department of Energy, (1993).

[4] E. D. Larson et al., Energy from Biomass and Wastes, (1991) 781-795.

[5] A. V. Bridgwater, Fuel, (1995) 631-653.

[6] A. V. Bridgwater, A. J. Toft and J. G. Brammer, Ren. Sust. Eng. Rev., (2002) 181-248.

[7] R. L. Bain, R. P. Overend and K. R. Craig, Fuel Processing Technology, (1998) 1-16.

[8] K. Yamada et al., Proceedings of the conference Developments in Thermochemical Biomass Conversion, Vol. 2, (1997).

[9] B. Jahraus and P. Heinrich, Mark- „Kostenentwicklung der Stromerzeugung aus Biomasse“, Stuttgart: Bundesinitiative BIOEnergie (BBE), (2002).

[10] E. Ortmaier et al., “Thermische Nutzung von fester Biomasse“, Vol. 1588, VDI-Berichte: Düsseldorf, (2001), 45-60.

[11] P. Mumm, Energieanwendung, Energie- und Umwelttechnik, (1993) 519-521.

[12] J. L. Easterly and M. R. Pelletier, Energy from Biomass and Wastes, (1993) 1133-1157.

[13] G. R. Breag, Proceedings Joule Contractors Meeting, (1993).

[14] S. B. Pradad, Energy Conver. Manage., (1995) 65-77.

[15] VDI, Berechnung der Kosten von Wärmeversorgungsanlagen,VDI-Richtlinie 2067-Blatt 1, Düsseldorf: VDI-Verlag GmbH, (1983).

[16] BMWA, Decree of the federal ministery of Austria for economic and labour affairs, BGBl. II Nr. 508/2002, Vienna, (2002).

[17] I. Obernberger and A. Hammerschmid, Dezentrale Biomasse-Kraft-Wärme-Kopplungstechnologien - Potential, Einsatzgebiete, technische und wirtschaftliche Bewertung, Graz: dbv-Verlag, (1999).

[18] R. M. Schaidhauf, Systemanalyse der Nutzung von Biomasse, Düsseldorf: VDI-Verlag, (1998).

[19] P. Ostwald, Engineering Cost Estimating, Colarado: Prentice Hall, (1992).

[20] H. Rogner, International Journal of Hydrogen Energy, (1998) 833-840.

[21] P. Tseng et al., Proceedings of the IEA International Workshop on Technologies to Reduce Greenhouse Gas Emissions, (1999).

5 ACKNOLEDGEMENT

This work has been funded by the Renewable Network Austria (RENET). We would particularly thank the plant operators for providing the used data, specifically HASAG Möbel GmbH, Donausäge R. Rumplmayr GesmbH & Co. KG, Kraft und Wärme aus Holz GmbH, Fuchslugner GmbH, Stadtwärme Lienz, Biostrom GmbH, Biomasse Kraftwerk Güssing GmbH & CoKG, EVN, Joanneum Research.

SAVT-Motorradausflug

Eine Nachlese von Markus Bolhàr-Nordenkampf

Nach längerer Pause war es wieder einmal soweit – eine SAVT-Motorradausfahrt fand statt. Vier wagemutige Männer auf ihren Maschinen und zwei wagemutige Beifahrerinnen machten sich auf den Weg das Alpenvorland unsicher zu machen. Zuerst ging es Richtung Krems. Danach in Weissenkirchen steil den Berg hinan, um von der Höh´ einen herrlichen Blick über die Donau zu genießen.

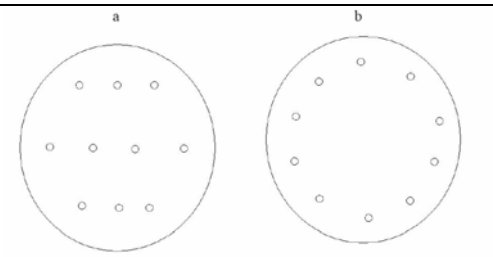
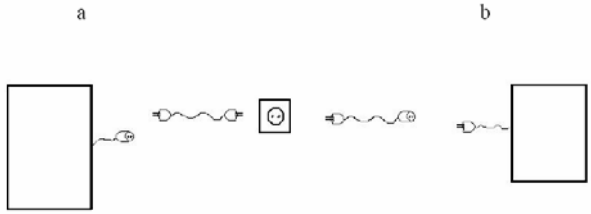
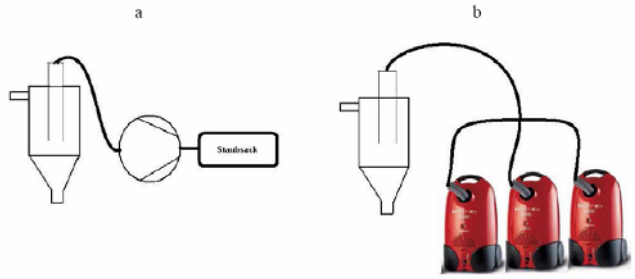
Weiter ging es nach kurzer Rast über den Jauerling hinein in das Alpenvorland. Zuerst in Richtung Schallerburg, wo sich die Fahrer an kraftvollem Essen die Maschinen an feurigem Benzin stärkten, dann weiter Richtung Ruine Plankenstein. Diese blieb uns leider verschlossen.

SAVT-Motorradausflug

Feurig fuhren wir nun weiter Richtung Mariazell und Annaberg, um uns abschließend noch bei einem klassischen Topfenstrudel mit Vanillesauce in der Kalten Kuchl zu stärken. Insgesamt eine gelungene Ausfahrt, die sicherlich eine Wiederholung wert sein sollte.

VT-Quiz Auflösung

Auflösungen des VT-Quiz aus Reaktor 65

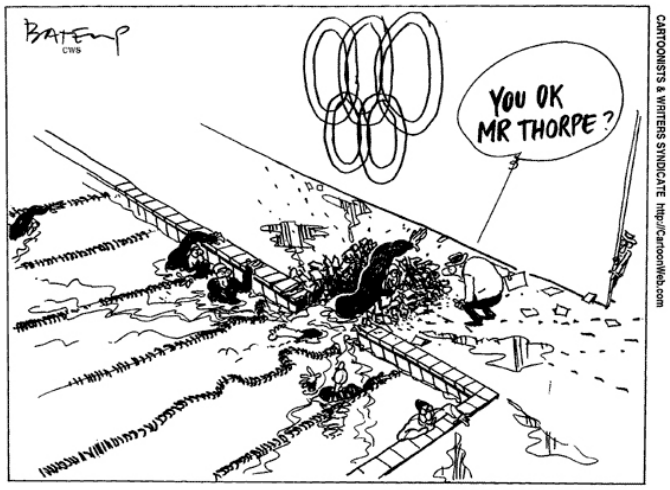
	Richtige Antwort selbstverständlich a, jedoch wurden unsere Wirbelschichtfreunde auch einmal mit Variante b erfreut ☺ ! max. Pkt.: 20 .
	Nach sorgfältiger Studie der OVE-Normen, kommt nur b in Frage. Für Verfechter der Variante a bitten ich um Besuch von *http://www.ove.at/!* max. Pkt.: 20
	Hier sind auf universitärer Ebene beide Variationen akzeptabel. a = „Wer hat, der hat!“ – Variante b = „Sparefroh“ - Variante auf jeden Fall 20 Pkt.

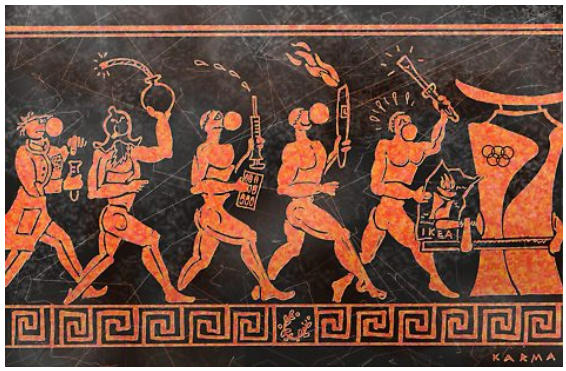
Und, wie viele Punkte hast Du erreicht?!

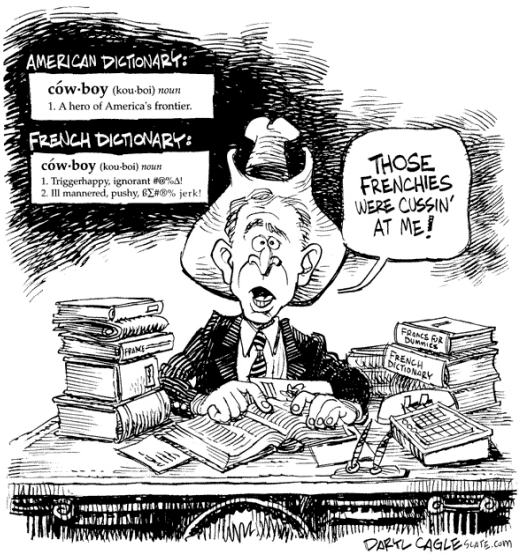
Auswertungsschlüssel:

< 20 Pkt.	Hast du ein Technik-Studium absolviert?? Vergeude deine Stärken nicht in der Industrie, fang an zu schreiben oder zu singen!
20 – 40 Pkt.	Grundsätzlich nicht schlecht! Vergiss aber nicht, regelmäßig in geeigneten Nachschlagewerken nachzusehen! Du wirst sehen, es lohnt sich!
40 – 60 Pkt.	Herzlichen Glückwunsch, ein Techniker aus Fleisch und Blut! Deine Problemlösungskompetenz ist enorm – ab zum nächsten Assessment Center in der Firma deiner Wahl!

CARTOON


BATEMAN
CWS
YOU OK MR THORPE ?
CARTOONISTS & WRITERS SYNDICATE http://CartoonWeb.com


IKEA
KARMA


AMERICAN DICTIONARY:
ców·boy (kou-boi) noun
1. A hero of America's frontier.
FRENCH DICTIONARY:
ców·boy (kou-boi) noun
1. Triggerhappy, ignorant #@%&!
2. Ill mannered, pushy, &Σ#@% jerk!
THOSE FRENCHIES WERE CUSSIN' AT ME!
FRANCE FOR DUMMIES
FRENCH DICTIONARY
DARYL CAGLE cagle.com

LALO ALCARAZ ©2004
DISTRIBUTED BY UNIVERSAL PRESS SYNDICATE
EDWARDS

Bar freigemacht
beim Postamt
1043 Wien